

PATENT ABSTRACTS OF JAPAN

(11)Publication number : 10-236801

(43)Date of publication of application : 08.09.1998

(51)Int.Cl. C01B 3/12
C01C 1/02
C10J 3/00
C10K 3/04

(21)Application number : 09-202628

(71)Applicant : EBARA CORP
UBE IND LTD

(22)Date of filing : 14.07.1997

(72)Inventor : FUJIMURA HIROYUKI
HIRAYAMA MITSUO
FUJINAMI SHOSAKU
TAKANO KAZUO
IRIE MASAOKI
HIROSE TETSUHIRO
NAGATOU SHIYUICHI
OSHITA TAKAHIRO
FUKUDA TOSHIO

(30)Priority

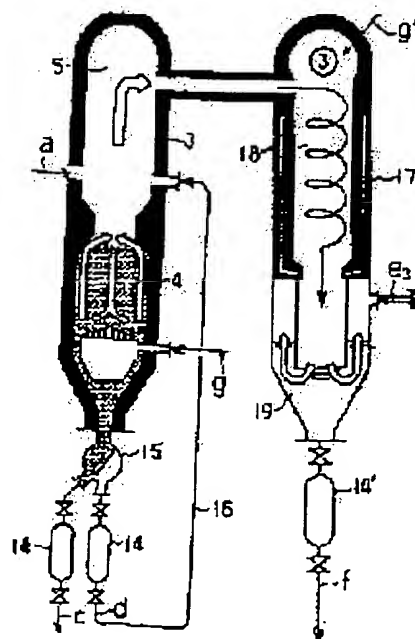
Priority number : 08202775	Priority date : 15.07.1996	Priority country : JP
08252263	04.09.1996	
08355408	24.12.1996	JP
		JP

(54) METHOD FOR CONVERTING ORGANIC WASTE INTO RESOURCES AND DEVICE THEREFOR

(57)Abstract:

PROBLEM TO BE SOLVED: To solve the problems resulting from the incineration and discard of org. waste and to produce inexpensive H₂ usable in the synthesis of NH₃ by this method.

SOLUTION: The gas obtained by the two-step gasification of org. waste (a) is submitted to CO conversion to produce H₂ which is used to synthesize ammonia by this method for converting org. waste into resources. The gasification combines low-temp. gasification and high-temp. gasification. A fluidized-bed gasification furnace is used in the low-temp. gasification and a melting furnace in the high-temp. gasification. The fluidized bed of the furnace is controlled to 450-650° C and the freeboard to 600-850° C to gasify the waste. The waste is burned at 1300° C in the melting furnace to gasify the char and tar and to melt the ash into molten slag capable of being discharged from the



furnace bottom.

LEGAL STATUS

[Date of request for examination]

[Date of sending the examiner's decision of rejection]

[Kind of final disposal of application other than the examiner's decision of rejection or application converted registration]

[Date of final disposal for application]

[Patent number]

[Date of registration]

[Number of appeal against examiner's decision of rejection]

[Date of requesting appeal against examiner's decision of rejection]

[Date of extinction of right]

Copyright (C); 1998,2000 Japanese Patent Office

(19) 日本国特許庁 (J P)

(12) 公開特許公報 (A)

(11) 特許出願公開番号

特開平10-236801

(43) 公開日 平成10年(1998) 9月8日

(51) Int.Cl. ⁶	識別記号	F I
C 0 1 B 3/12		C 0 1 B 3/12
C 0 1 C 1/02		C 0 1 C 1/02
C 1 0 J 3/00		C 1 0 J 3/00
C 1 0 K 3/04		C 1 0 K 3/04

審査請求 未請求 請求項の数14 F D (全 12 頁)

(21) 出願番号 特願平9-202628

(22) 出願日 平成9年(1997) 7月14日

(31) 優先権主張番号 特願平8-202775
(32) 優先日 平8(1996) 7月15日

(33) 優先権主張国 日本 (J P)

(31) 優先権主張番号 特願平8-252263
(32) 優先日 平8(1996) 9月4日

(33) 優先権主張国 日本 (J P)

(31) 優先権主張番号 特願平8-355408

(32) 優先日 平8(1996) 12月24日

(33) 優先権主張国 日本 (J P)

(71) 出願人 000000239
株式会社荏原製作所
東京都大田区羽田旭町11番1号

(71) 出願人 000000206
宇部興産株式会社
山口県宇部市西本町1丁目12番32号

(72) 発明者 藤村 宏幸
東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会社
荏原製作所内

(72) 発明者 平山 詳郎
東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会社
荏原製作所内

(74) 代理人 弁理士 吉嶺 桂 (外1名)

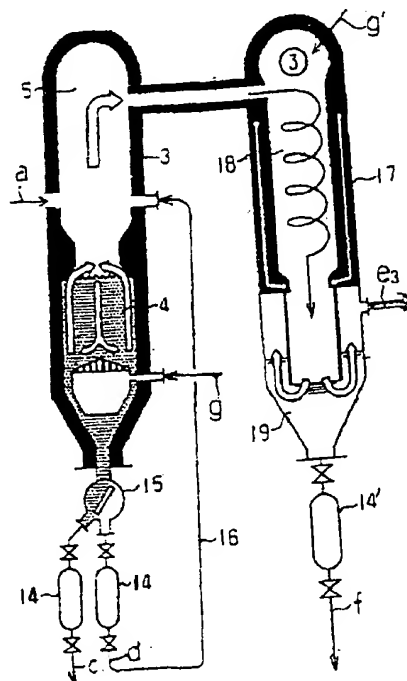
最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 有機性廃棄物の資源化方法及び資源化装置

(57) 【要約】

【課題】 有機性廃棄物の焼却や投棄に伴う諸問題を解決すると共に、安価なH₂を得てNH₃合成用に利用する有機性廃棄物の資源化方法を提供する。

【解決手段】 有機性廃棄物aを二段ガス化24、25して得られるガスを、CO転化27反応によりH₂転換し、NH₃合成30用の原料とすることを特徴とする有機性廃棄物の資源化方法としたものであり、上記ガス化は、低温ガス化と高温ガス化を組合せたものであり、低温ガス化に流動層ガス化炉、高温ガス化に熔融炉を用い、ガス化に用いる流動層ガス化炉は、流動層部で450～650℃、フリーボード部で600～850℃にてガス化し、上記高温ガス化に用いる熔融炉は、1300℃以上で高温燃焼することにより、チャー、タール分をガス化すると共に灰分を熔融スラグ化して炉底より排出することができる。



【特許請求の範囲】

【請求項1】 有機性廃棄物を流動層ガス化炉で低温でガス化し、得られるガス状物質とチャーを熔融炉に導入して高温でガス化し、得られたガス中のCOとH₂Oを、CO転化反応によりH₂に転換し、該H₂を回収することを特徴とする有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項2】 前記低温及び／又は高温ガス化が、10～40気圧の加圧下で進行することを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項3】 前記回収したH₂は、NH₃合成原料に供すると共に、不燃物はスラグ化して回収することを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項4】 前記低温及び／又は高温ガス化は、ガス化剤として、空気を気体分離工程でN₂とN₂を含まない気体に分離した後、該N₂を含まない気体を用いることを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項5】 前記流動層ガス化炉は、内部温度が450～800℃であることを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項6】 前記流動層ガス化炉は、流動床の温度が450～650℃であることを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項7】 前記流動層ガス化炉は、流動層部とフリーボード部からなり、流動層部の温度を450～650℃とし、フリーボード部の温度を600～800℃とすることを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項8】 前記熔融炉は、内部温度が1300℃以上であることを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項9】 前記流動層ガス化炉は、内部温度が450～800℃であり、熔融炉は、内部温度が1300℃以上であることを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項10】 請求項3記載のNH₃合成は、得られたH₂を、触媒存在下でN₂と反応させてNH₃を得ることを特徴とする有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項11】 前記流動層ガス化炉は、炉底より廃棄物中の鉄、銅、アルミニウム等の金属を未酸化でクリーンな状態で回収することを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項12】 前記熔融炉は、灰分を熔融スラグ化して炉底より排出することを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項13】 有機性廃棄物を低温でガス化させる流動層ガス化炉と、該流動層ガス化炉からのガスを高温でガス化させる熔融炉と、該熔融炉からのガスを急冷する急冷室と、ガス中の有害ガスとダストを除去する洗浄スクラバと、ガス中のCOとH₂OをH₂とCO₂に転換

するCO転化器と、ガス中のCO₂とH₂Oを除去する酸性ガス除去装置と、精製されたH₂とN₂を反応させてNH₃を合成する反応器を有することを特徴とする有機性廃棄物の資源化装置。

【請求項14】 請求項13記載の資源化装置において、別に、N₂とO₂を分離するための空気分離器を備え、分離されたN₂を前記NH₃合成反応器に導入する手段と、分離されたO₂を前記流動層ガス化炉及び／又は熔融炉に導入させる手段とを配備したことを特徴とする有機性廃棄物の資源化装置。

【発明の詳細な説明】

【0001】

【発明の属する技術分野】本発明は、有機性廃棄物の資源化に係わり、特に、都市ごみ、廃プラスチック、廃FRP、バイオマス廃棄物、自動車廃棄物、低品位石炭、廃油ならびにこれらを固化あるいはスラリー化した燃料代替品等をガス化燃焼し、上記の廃棄物中に含まれる金属や灰分をリサイクル利用可能な状態で排出するとともに、回収されるガスにより得られるCO及びH₂含有気体をNH₃（アンモニア）合成用の原料にする有機性廃棄物の資源化方法と装置に関する。上記の燃料代替品には、都市ごみを破碎選別後、生石灰等を添加して圧縮成形したRDF（固形化燃料）と称するもの、都市ごみを破碎後水スラリー化し、高圧下で水熱分解により油化したスラリー化燃料が含まれる。FRPは繊維強化プラスチックのことであり、廃バイオマスには上下水廃棄物（夾雑物、し渣、下水污泥等）、農産廃棄物（もみがら、稲わら、余剰産物等）、林産廃棄物（のこず、パーク、間伐材等）、産業廃棄物（パルプチップ、ダスト等）、建築廃材等がある。低品位石炭には、石炭化度の低い泥炭、もしくは選炭時に出るボタ等が含まれる。また、本発明は、オイルシェール、厨芥、獣類の屍体、廃衣料、紙ごみその他いかなる有機物でも適用可能である。

【0002】

【従来の技術】NH₃（アンモニア）は硝酸、各種肥料（硝安、硫安、尿素）、アクリロニトリル、カプロラクタム等の原料として、大量生産されている化学工業上の基礎原料である。NH₃はN₂とH₂から高圧下で触媒を用いて合成されるが、H₂は天然ガス、ナフサなどのスチームリフォーミングか、石油、石炭、石油コークスなどの炭化水素の部分燃焼、いわゆるガス化により得られてきた。一方、都市ごみ、廃プラスチック、廃FRP、バイオマス廃棄物、自動車廃棄物に代表される有機性廃棄物は、焼却処理により減容化されるか、あるいは未処理のまま最終処分（埋立）されてきた。直接、間接をとわず、これらがリサイクル利用される量は全体から見ればごく僅かだった。NH₃の原料であるH₂は、天然ガス、ナフサ、石油、石炭、石油コークス等から作られるが、これらの多くは海外から輸入されるため、二度

にわたる石油ショック以降、アンモニア工業製品は国際競争力を失うに至った。このため、安価でしかも自国内で調達可能な原料が久しく切望されてきた。

【0003】一方、固形廃棄物の焼却処理にも次のような問題や課題があった。これまで焼却処理にはストーカ炉や流動層炉が用いられてきたが、環境保全や資源／エネルギーのリサイクル上不都合となる点を生じた。すなわち、燃焼時の空気比が高いため排ガス量が多いこと、排ガス中に有害なダイオキシンなどが含まれること、炉から排出された金属類は酸化されているためリサイクルに適さないこと、そして灰埋立地の払底等である。灰熔融設備等の減容設備を設置するところも最近では増えつつあるが、廃棄物処理装置全体の建設コストや運転コストを上昇させる結果となった。さらに、最近では固形廃棄物の有するエネルギーを最大限に有用利用しようという気運が高まってきた。固形廃棄物を未処理のまま陸上投棄することに至っては、投棄場所の確保が困難になるとともに、環境保護上容認される事態でなくなってきた。このため、廃車シュレッダーダスト等はその処分に困窮を極める状態となった。

【0004】

【発明が解決しようとする課題】本発明は、前記した従来技術の問題点を解決し、利用方法の確立により廃棄物中の資源を回収するだけでなく、分離再利用のルートを開き、特に燃焼程度を不完全状態に調整し、 NH_3 合成原料の素となる好ましい組成の合成ガスを生成させ、有機性廃棄物の焼却や投棄に伴う諸問題を解決すると共に、安価な H_2 を得て NH_3 合成用等に利用する有機性廃棄物の資源化方法と装置を提供することを課題とする。

【0005】

【課題を解決するための手段】上記課題を解決するために、本発明では、有機性廃棄物を流動層ガス化炉で低温でガス化し、得られるガス状物質とチャーを熔融炉に導入して高温でガス化し、得られたガス中の CO と H_2 、 O を、 CO 転化反応により H_2 に転換し、該 H_2 を回収することを特徴とする有機性廃棄物の資源化方法としたものである。前記資源化方法において、回収した H_2 は、触媒存在下で N_2 と反応させて NH_3 とするアンモニア合成原料に供すると共に、不燃物はスラグ化して回収することができる。前記方法における低温及び／又は高温でのガス化は、 $10 \sim 40$ 気圧の加圧下で進行することができ、ガス化剤として、空気を気体分離工程で N_2 と N_2 を含まない気体に分離した後、該 N_2 を含まない気体を該有機性廃棄物をガス化するガス化剤として用いることができる。前記流動層ガス化炉は、内部温度が $450 \sim 800^\circ\text{C}$ であり、流動床の温度が $450 \sim 650^\circ\text{C}$ であるのが良く、また、該ガス化炉が、流動層部とフリーボード部からなり、流動層部の温度を $450 \sim 650^\circ\text{C}$ とし、フリーボード部の温度を $600 \sim 800^\circ\text{C}$ とす

ることもできる。

【0006】本発明で用いる流動層ガス化炉としては、特に内部循環式流動層ガス化炉を用いるのが好適である。この内部循環式流動層ガス化炉とは、同一反応槽内の流動層中に流動媒体の循環流を形成させるもので、該循環流は、流動層中に吹込まれる流動化ガスの部分的な強弱部位を設定することにより生じさせるものである。従って、単なるバブリング式流動層と異なり廃棄物の分散、破碎機能に優れ、単なる循環（外部循環）式流動層のように複雑で大型化することもなく、またこれよりも分散、破碎機能も優れており、加圧型として用いるに容易な形態・構成を取り易いのである。また、内部循環式流動層ガス化炉は円筒型のものが特に好ましい。

【0007】また、前記熔融炉は、内部温度が 1300°C 以上であるのがよく、そして本発明では、前記流動層ガス化炉を内部温度が $450 \sim 800^\circ\text{C}$ とし、熔融炉を内部温度が 1300°C 以上とするのがよい。本発明において、ガス化のために流動層ガス化炉及び熔融炉への送入するガス化剤は、トータルとして含有する全酸素量が廃棄物を完全燃焼させるために必要な理論燃焼酸素量の $0.1 \sim 0.6$ の範囲とするのがよく、このうち流動層ガス化炉に供給される酸素量は、理論燃焼酸素量の $0.1 \sim 0.3$ の範囲とするのがよい。前記流動層ガス化炉は、炉底より廃棄物中の鉄、銅、アルミニウム等の金属を未酸化でクリーンな状態で回収することができ、また、前記熔融炉は、灰分を熔融スラグ化して炉底より排出することができる。

【0008】また、本発明では、有機性廃棄物を低温でガス化させる流動層ガス化炉と、該流動層ガス化炉からのガスを高温でガス化させる熔融炉と、該熔融炉からのガスを急冷する急冷室と、ガス中の有害ガスとダストを除去する洗浄スクラバと、ガス中の CO と H_2 、 O を H_2 と CO_2 に転換する CO 転化器と、ガス中の CO_2 と H_2 、 O を除去する酸性ガス除去装置と、精製された H_2 と N_2 を反応させて NH_3 を合成する反応器を有することを特徴とする有機性廃棄物の資源化装置としたものである。この資源化装置において、別に、 N_2 と O_2 を分離するための空気分離器を備え、分離された N_2 を前記 NH_3 合成反応器に導入する手段と、分離された O_2 を前記流動層ガス化炉及び／又は熔融炉に導入させる手段とを配備してもよい。

【0009】

【発明の実施の形態】本発明で用いる有機性廃棄物は、都市ごみ、固化燃料、スラリー化燃料、廃プラスチック、廃FRP、バイオマス廃棄物、自動車廃棄物、低品位石炭、廃油のうちの1種以上を用いることができる。前記有機性廃棄物には、用いる性状により石炭及び／又はオイルコークスといった固体燃料を補助原料として添加することができる。前記ガス化は、低温ガス化と高温ガス化を組合せたもので、低温ガス化に流動層ガス化

炉、高温ガス化に熔融炉を用いている。該低温ガス化に用いる流動層ガス化炉は、流動層部が450～650℃、フリーボード部が600～850℃に維持され、供給された廃棄物の部分燃焼を行う。炉底からは廃棄物中の鉄、銅、アルミニウム等の金属を未酸化でクリーンな状態で回収される。前記高温ガス化に用いる熔融炉は、ガス化炉から供給されるチャー、タールを含むガスを1300℃以上の高温下で瞬時に部分燃焼すると共に灰分を熔融スラグ化して炉底より排出する。

【0010】この時、熔融炉を旋回式熔融炉とすると、高負荷燃焼が可能になると共に、旋回流に伴う遠心力のため、ガス中に含まれるチャーは、炉壁に吹寄せられ、壁面に形成されたスラグ相中で時間をかけて燃焼される。こうして、チャーの完全燃焼が可能となるため、チャーを再燃焼するための装置等は不要となる。前記ガス化とスラグ化を同時に平行して実施することが極めて有効な資源化対策となっている。従って、熔融炉としては旋回式熔融炉を採用することが好ましい。さらに、前記ガス化において、 H_2 、製造用のガス化剤として空気分離により得られる O_2 とスチームの混合ガスを用い、一方、空気分離により得られる N_2 は NH_3 、合成用とする。空気分離には深冷分離法PSA、TSA法等の吸着法、分離（富化）膜による方法等がいずれも適用できる。また、ガス化剤に酸素富化した空気を用いて、 H_2 と N_2 の構成比が3:1となる混合ガスを得、これをこのまま NH_3 、合成用とすることもできる。

【0011】さらに、本発明では、有機性廃棄物を部分燃焼させる流動層ガス化炉と、該流動層ガス化炉からのガスを高温にて部分燃焼する熔融炉と、該熔融炉からのガスを冷却する急冷室を有することを特徴とする有機性廃棄物の資源化装置としたものである。前記資源化装置においては、急冷室の下流に、同伴ガス中のHCl等有害ガス及びダストを除去するための洗浄スクラバ、次いでガス中のCOと H_2 、Oを H_2 とCO₂に転換するCO転化器を設けると共に、CO転化後にCO₂と H_2 、Oを除去する酸性ガス除去装置と精製された H_2 と N_2 を反応させて NH_3 を合成する反応器を配備することが好ましい。また、前記有機性廃棄物の資源化装置において、別に、 N_2 と O_2 を分離するための空気分離器を備え、分離された N_2 を前記 NH_3 合成反応器に導入する手段と、分離された O_2 を前記流動層ガス化炉及び／又は前記熔融炉に導入させる手段とを配備することが良い。

【0012】現在、焼却処理に代わる新たな環境保全型の廃棄物処理技術として、「ガス化燃焼システム」の開発が進行中であり、本発明も装置構成上は基本的にこのシステムを使用している。本ガス化熔融システムを廃棄物の焼却に使用した場合の特長を示す。

① 従来の固体燃焼に代わるガス燃焼のため、1、3程度の低空気比燃焼が実現され、その結果排ガス量は大幅に低減される。

② 高温燃焼により、排ガス中のダイオキシン類及びその前駆体はほとんど分解される。

③ 廃棄物中の灰分は無害なスラグとして回収される。このため、埋立地の延命化が図れ、路盤材等への利用も可能となる。

④ システム中にダイオキシン分解や灰熔融の機能が組み込まれるため、装置全体がコンパクト化され、建設コストもそれぞれの機能を在来型の焼却設備に付加したより安価となる。排ガス量が大幅に低減されることも、排ガス処理機器のコスト低減に連がる。

【0013】⑤ ガス化炉で生成するガス、チャー、タールのエネルギーを灰の熔融に有効活用できるため、灰熔融の専用設備を設けたときに必要な電力等が不要となり、運転コストを低く保てる。

⑥ 高効率発電型のフローとすることが容易である。

⑦ 鉄、銅、アルミニウム等の金属は、リサイクル可能な未酸化でクリーンな状態で回収出来る。

通常の焼却処理では O_2 源として空気を使用するが、これを純 O_2 、もしくは酸素富化空気に置き換えることにより、燃料ガスを回収することが出来る。本発明は、ガス化燃焼システムを NH_3 製造設備と一体化したプロセスとし、都市ごみ、廃プラスチック、廃FRP、バイオマス廃棄物、自動車廃棄物等の固形廃棄物や低品位石炭、廃油を一括してガス化することにより、焼却や投棄に伴う諸問題を解決するとともに、廃棄物自体の有効利用を図るものである。

【0014】有機性廃棄物をガス化するためには、流動層ガス化炉と熔融炉を組合せたガス化熔融システムを用いるのが好適である。流動層ガス化炉では砂（珪砂、オリビン砂など）、アルミナ、鉄粉、石灰石、ドロマイト等を流動媒体として用いる。有機性廃棄物のうち、都市ごみ、バイオマス廃棄物、プラスチック廃棄物、自動車廃棄物等は30cm程度に粗破碎する。固形化燃料、スラリー化燃料はこのまま使用する。低品位石炭は、40mm以下に粗破碎する。これらを、複数のビットに分けて受入れ、各々のビットで十分攪拌・混合した後に、適宜ガス化炉に供給する。勿論、ガス化炉への供給は、各ビットより別々に行っても、混合して行っても良い。また、ガス化される廃棄物の性状（発熱量や水分）によって、必要に応じて石炭やオイルコークス等を補助原料として添加する。添加する量は廃棄物の性状により適宜設定される。

【0015】有機性廃棄物はガス化炉に供給され、流動層部にて450～650℃、フリーボード部にて600～800℃で低温ガス化を行う。さらに後段の熔融炉にて1300℃以上で高温ガス化を行う。ガス化反応にはガス化剤として O_2 と H_2 、Oの混合ガスあるいは O_2 単独を必要に応じ予熱して用いる。従って、それぞれの段階でのガス化に必要な熱量は、原料の部分燃焼により得られる。流動層部でのガス化によりガス、タール、チャ

ーが生成するが、温度が低いほどタールとチャーの生成率は増加し、ガスの生成率は減少する。一方廃棄物に含まれる金属のうち融点が流動層温度より高いものは、ガス化炉の炉底より流動媒体と共に排出される。従って、例えばアルミニウムは、流動層温度がアルミニウムの融点である860℃より低いので金属で回収できる。

【0016】ガス化炉のフリーボード部では600～800℃でガス化が行われるが、分解されなかったタールとチャーもまだかなり残留している。フリーボードでのガス化により、熔融炉の負荷軽減とガス化速度の上昇が実現し、熔融炉の小型化が可能となった。また、ガス化炉のフリーボード部の容積を、ガス化に有効に活用出来る。但し、フリーボードでのガス化は必須ではない。後段の熔融炉では1300℃以上の高温ガス化により、タールとチャーは完全に分解され、生成ガスは H_2 、 CO 、 CO_2 、 N_2 、 H_2O から成るガスとなる。また、熔融スラグ化した灰分は、熔融炉の炉底より連続的に排出された後に水砕され、骨材、その他の土木建築材の資材として利用される。

【0017】ガス化炉の流動層温度を450℃～650℃にするのは、次のような理由による。図6に、RDFの窒素雰囲気中における熱分解特性を示す。低温ガス化では廃棄物等をガス、タールの気体成分はなるべく多く、可燃物と灰分から成る固体成分は少なくすることが望ましい。固体成分チャーは、小粒径のものはガス化炉内の上昇気流に乗って熔融炉へ搬送されるが、流動層で粉碎されない大粒径のものは、不燃物とともに炉下から排出される。固体成分になる割合が多いと、流動層に蓄積するのを防ぐために、炉下から排出する量を増やさねばならない。排出されたチャーは、砂や不燃物を除去した後に再利用されるが、その量は少ないことが望ましい。図6に示す如く、熱分解温度が下がるほど、固体成分が多く発生する。しかも、450℃以下では熱分解速度が極度に遅くなり、未分解物が流動層上に堆積するため運転が困難となる。逆に温度が上がる程、固体成分の割合は少なくなるため、ガス化にとっては有利となる。ところが、廃棄物等は可能な限り無破砕に近い状態でガス化炉に投入するため、温度が高くなり過ぎると、反応速度が上がる。このため、廃棄物の供給に伴う量の変動が、ガス発生量や炉内圧の変動をもたらす。後段の熔融炉の運転に悪影響を及ぼす。例えば廃車シュレッダーダストを用いたガス化熔融のテストより、ガス化温度を650℃以下とすれば、排ガス中のCOを10ppm以下に抑えられることが判明した。また、廃棄物には金属を含むものが多いが、これら金属を酸化されない状態で回収しリサイクル利用することは重要なテーマである。金属の中ではアルミの回収が重要であるが、アルミの融点は860℃であるから、ガス化温度はこれより低くなければならない。従ってガス化の上限温度を650℃とすることが好ましいのである。

【0018】通常、化学工業原料用の合成ガスを製造する場合、ガス化は10～40atmの加圧下で行うが、ガス化を常圧で行い、CO転化以降のガス精製を30～40atmの加圧下で行うことも現実的な方法として考えられる。ガス化炉で用いるガス化剤には空気を深冷分離して得られる純 O_2 に通常 H_2O を混合して用いるが、酸性ガス除去工程で回収される CO_2 を混合してもよい。同じく空気の深冷分離より得られる N_2 は、直接 NH_3 合成用の原料として用いる。別法として、ガス化剤に O_2 、富化した空気をを用いる方法も考えられる。 O_2 濃度を調節することによりCO転化後の H_2 と N_2 の構成比が3:1となるようにすれば、そのまま NH_3 合成用の原料ガスとすることが可能である。ただし、ガス流量が増えるためガス処理用の機器サイズが大きくなる可能性がある。このように廃棄物を NH_3 合成の原料として用いる場合、廃棄物の量の確保、あるいは質の安定化といった問題が存在する。また、操業中、廃棄物の質の変化に如何に対処するかといった問題もある。

【0019】こうした問題を現実的な方法で解決するために、廃棄物だけの安定運転が困難な場合やプラントの立上げ時等は、本発明では、廃棄物に石炭あるいはオイルコークスといった高カロリーで性状の安定した、しかも H_2 製造に実績のある固体燃料を併用して使用しても良い。すなわち、石炭あるいはオイルコークスを常時全体の2～4割程度になるよう配合することにより、ガス化原料の量、質の安定化を図ることが可能となる。操業中、何らかの原因で廃棄物の質が低下し、生成ガス中の H_2 やCOの濃度が低下した場合には、上記固形燃料の供給割合を増すことにより、生成ガスの性状を安定化させることが出来る。なお、ここで使用する石炭とは、廃棄物に属する低品位炭ではなく、むしろ石炭化度の高い亜瀝青炭や瀝青炭クラスのものである。

【0020】次に、本発明を図面を用いて具体的に説明する。図1は、通常廃棄物の焼却に用いられるガス化熔融システムの構成図である。図において、1はホッパー、2は定量供給装置、3は流動層ガス化炉、4は流動層、5はフリーボード、6はバーナ、7はトロンメル、8はバケットコンベア、9は旋回式熔融炉、10は一次燃焼室、11は二次燃焼室、12はスラグ分離部、13はバーナである。aは有機性廃棄物、bは空気（流動層用）、b'は空気（フリーボード用）、b''は空気（熔融炉用）、cは粗大不燃物、dは珪砂、eは生成ガス、e₁は燃焼排ガス、fはスラグである。

【0021】予め必要に応じ破砕された有機性廃棄物aは、ホッパー1に供給された後に、スクリー式の定量供給装置2を用いて流動層ガス化炉3に供給される。流動層ガス化炉3の下方からは空気bがガス化剤として送入され、分散板上に珪砂の流動層4が形成される。有機性廃棄物aは流動層4の上方に投入され、450～700℃に保持された流動層4内で空気中の O_2 と接触し、

速やかに熱分解ガス化される。ガス化炉3の炉底からは流動媒体が不燃物とともに排出され、トロンメル7により粗大不燃物cが除去される。分離された珪砂dはバケットコンベア8により上方へ搬送され、流動層ガス化炉3に戻される。粗大不燃物c中には金属が含まれるが、実用的には流動層温度を500~600℃とすることにより、鉄、銅、アルミニウムを未酸化でクリーンな状態で回収できる。

【0022】流動層4に投入された有機性廃棄物aは、熱分解ガス化によりガス、タール、炭化物となる。ガスとタールは、気化して炉内を上昇する。炭化物は流動層4の攪乱運動により微粉碎されてチャーとなる。チャーは多孔質で軽いため、生成ガスの上向きの流れに伴われる。流動媒体に固い珪砂を用いることで、炭化物の粉碎は促進される。フリーポート5には空気b'が吹き込まれ、600~850℃で再度ガス化が行われる。こうして、ガス成分の低分子化と、タール、チャーの分解が進む。炉頂より排出された生成ガスeは、旋回式溶融炉9の一次燃焼室10に供給され、予熱された空気b'と旋回流中で混合しながら、1300℃以上で高速ガス化する。ガス化は二次燃焼室11で完結し、ガス化ガスeはスラグ分離部12より排出される。高温ガス化に伴いチャーに含まれる灰分はスラグミストとなり、旋回流の遠心力により一次燃焼室10の炉壁上の溶融スラグ相に捕捉され、炉壁を流れ下って二次燃焼室11に入り、スラグ分離部12の底部より流下する。なお、旋回式溶融炉9の一次燃焼室10と二次燃焼室11には、昇温用のバーナ13が1台ずつ設置されている。こうして、1. 3程度の低空気燃焼と灰分の溶融スラグ化が達成される。

【0023】図2は、本発明に用いるガス化溶融システムの別の構成図で、10~40atmの合成ガス製造に用いられる。図において、図1と同じ符号は同じ名称を有し、14、14'はロックホッパ、15、15'はスクリーン、16は流動媒体循環ライン、17は旋回式溶融炉(一体型)、18は高温ガス化室、19は急冷室、20はサイクロン、21はガススクラパー、22はセトラである。なお、a'は補助燃料用の石炭又はオイルコークス、gとg'はO₂とH₂Oの混合ガスからなるガス化剤、g''はO₂である。予め破碎された有機性廃棄物aは、ロックホッパー等(図示せず)を介して流動層ガス化炉3に定量供給される。流動層ガス化炉3の下方からはO₂とH₂Oの混合物がガス化剤gとして送入され、分散板上に珪砂の流動層4が形成される。有機性廃棄物aは流動層4の上方に投入され、450~650℃、圧力10~40atmに保持された流動層4内でガス化剤gと接触し、速やかに熱分解ガス化される。流動層ガス化炉3の炉底からは流動媒体が不燃物とともに排出され、ロックホッパ14を通り、スクリーン15により粗大不燃物cが除去される。篩下の珪砂dはバケット

コンベア等により構成される流動媒体循環ライン16により上方へ搬送され、流動層ガス化炉3に戻される。粗大不燃物c中には金属が含まれるが、実用的には流動層温度を500~600℃とすることにより、鉄、銅、アルミニウムを未酸化でクリーンな状態で回収できる。

【0024】流動層4でのガス化によりガス、タール、炭化物が生成する。ガスとタールは、気化して炉内を上昇する。炭化物は流動層4の攪乱運動により微粉碎されてチャーとなる。チャーは多孔質で軽いため、生成ガスの上向きの流れに伴われる。流動媒体に固い珪砂を用いることで、炭化物の粉碎は促進される。フリーポート5にはO₂とH₂Oの混合物からなるガス化剤g'が吹き込まれ、600~850℃でガス化が行われる。こうして、ガス成分の低分子化と、タール、チャーの分解が進む。炉頂より排出された生成ガスeは、旋回式溶融炉17の高温ガス化室18に供給され、予熱されたO₂からなるガス化剤g''により、1300℃以上で燃焼ガス化する。ガス中の灰分は高温のためにスラグミストとなり、ガスとともに急冷室19に入る。急冷室にて水砕されたスラグは、ロックホッパ14'を介して外部に排出され、スクリーン15'により、粗粒スラグf'と微細スラグf''に分別される。

【0025】図3は、本発明に用いる流動層ガス化炉と溶融炉並びに両炉の周辺部を示した別の構成図であり、同じく40気圧程度の合成ガス製造に用いられる。本図では、流動層ガス化炉3には内部循環式流動層炉を、溶融炉17には旋回式溶融炉を用いている。図3が図1と異なる点は、流動層ガス化炉に内部循環式流動層炉を用いる点と、流動層ガス化炉の底部から抜き出した排出物を、初めにスクリーン15で分級し、次いで篩上の粗大不燃物cと篩下の流動媒体dを別々にロックホッパ14を介して減圧する点である。すなわち、内部循環式流動層炉をガス化炉に用いることにより、廃棄物を粗破碎程度で流動層上方より投入しても、流動層上に堆積することなく層に呑み込まれること、生成チャーが流動層内に均一分散するためチャーのガス化が促進されること、流動媒体の旋回運動によりチャーの微粉碎が促進されること、サイズの大きな不燃物cも流動層内に留まることなくスムーズに排出されること、流動層内にホットスポットが発生しにくいいため塊状化やクリンカー等のトラブルが回避できること等のメリットを享受出来る。この結果、大きな不燃物の外部への取り出しが問題となるが、初めに不燃物と流動媒体を分別することにより、大きな不燃物をブリッジを防止した特殊な構造のロックホッパを介して排出し、一方細かい流動媒体は通常用いられる高温粉体用ロックホッパを介して排出するため、装置の信頼性を増すことができる。

【0026】図4も同じく、流動層ガス化炉と溶融炉並びに両炉の周辺部を示した別の構成図であり、40気圧程度の合成ガス製造に用いられる。本図でも、流動層ガ

ス化炉3には内部循環式流動層炉を、溶融炉9には旋回式溶融炉を用いている。図4が図3と異なる点は、流動層ガス化炉3からの排出物を、ロックホッパ14を介して減圧した後にスクリーン15で分級すること、並びに溶融炉9が高温ガス化室10、11を2室有する旋回式溶融炉であることである。すなわち、本実施例では、有機性廃棄物中に大きなサイズの不燃物cが含まれないことを想定しているため、炉底から取り出した排出物は、通常用いられる高温粉体用ロックホッパ14を介して減圧された後に、スクリーンを用いた分級操作により不燃物cと流動媒体dを分別する。また、図4のように高温ガス化室を1室の堅型円筒とせず、堅型10と横型11の2室の高温ガス化室を組み合わせた形状とすることにより、溶融スラグの炉内滞留時間を長くしてスラグ中の未燃カーボン量を減らすとともに、亜鉛、鉛等低沸点金属のスラグからの揮散を促進させることが出来る。

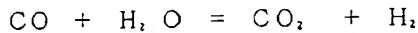
【0027】図5は、本発明の有機性廃棄物からのNH₃を合成する場合の全体工程図であり、ガス化工程100、一酸化炭素転化工程200、酸性ガス除去工程300、窒素洗浄工程400、アンモニア合成工程500および硫黄回収工程600から構成されている。図において、21はガスクラバー、23は空気分離器、24は有機性廃棄物の低温ガス化炉、25は高温ガス化炉、36はCOコンバータ、40は吸収塔、41はコンデンセートタンク、44はCO₂放散塔、50はH₂S放散塔、53は吸着塔、56はN₂洗浄塔、57は冷却器、58はN₂ガス圧縮機、59はO₂ガス圧縮機、60は合成ガス圧縮機、62はNH₃合成塔、68はNH₃冷凍機、70はNH₃分離器、72はNH₃貯蔵タンクを示す。また、符号38、48、52、57、64、66は熱交換器を示し、30、46、54はポンプを示す。また、iは空気、jはO₂、qは硫黄、rは亜硫酸をそれぞれ示す。

【0028】空気iは23の空気分離器によりO₂のjとN₂のkに分けられ、O₂のjはO₂ガス圧縮機59で圧縮された後、有機性廃棄物aを低温ガス化炉24及び高温ガス化炉25用のガス化剤として供される。また、N₂のkはN₂ガス圧縮機58で圧縮された後、アンモニア合成用ガスとして供される。なお、空気分離手段には、通常深冷分離法が用いられる。ガス化工程100では、有機性廃棄物aと補助原料a'を低温、例えば450～650℃でガス化炉24で低温ガス化処理した後、高温ガス化炉25では温度1300℃以上、圧力10～40kg/cm²Gの操作条件下でO₂や水蒸気などと反応してガス化され、CO、H₂、H₂O、およびCO₂が主成分の発生ガスを生成する。高温ガス化炉25内の温度は、主として酸素の量によって調整される。高温ガス化炉25は直接冷却方式であり、高温ガス化炉25では上部に高温ガス化室18、下部に急冷室19がそれぞれ設けられており、発生ガスは急冷室19で冷却

水と直接接触し冷却された後、排出されるようになっていく。

【0029】この急冷により多量の水蒸気が発生し発生ガスに同伴するとともに、高温ガス化室18にて発生したスラグの大部分が除去される。スラグと水のスラリは灰分処理工程へと送給される。冷却室19を出る際に多量の水蒸気を同伴した発生ガスはベンチュリースクラバ(図示略)およびガスクラバー21で洗浄され、同伴灰分を除去された後、一酸化炭素転化工程200へと送給される。一方、ガスクラバー21底部の灰分洗浄液はポンプ30を介して再度急冷室19に循環送給されるとともに、一部は灰分処理工程へ送給される。一酸化炭素転化工程200では、ガス化工程100から送給されてくる水蒸気を含んだ発生ガスを原料として処理される。ガスクラバー21を出たガスはCO転化反応に適した温度まで、第1段触媒層を出たガスと熱交換器38で加熱された後、COコンバータ36に送られてガス中のCOは同伴されている水蒸気とCO転化触媒上で反応しH₂を生成する。COコンバータ36は2段の触媒層から構成されており、当該COコンバータ36に充填される触媒はCo-Mo系のものが使用される。一段の触媒層入口温度は約300℃である。また、水蒸気/乾ガスの比は約1.5(モル/モル)であり、出口温度は480℃を越えてはならない。

【0030】第2段触媒層入口温度は約300℃であり、転化率は90～95%以上、また、COコンバータ36出口におけるCOの乾燥ガス中における濃度は1～2%以下となる。ちなみに、CO転化反応は次のようになる。



反応は発熱反応であり、第1段触媒層を出た高温ガスは、COコンバータ入口ガスと熱交換して冷却され、第2段触媒層に入る。第2段触媒層においてCO転化反応はさらに進むことになる。前記COコンバータ36を通ったガスは途中熱交換器39にて約40℃まで降温され、引続きコンデンセートタンク41で凝縮水とガスとに分離された後、後述するN₂洗浄塔頂56から出る精製ガスの一部と熱交換されて-17℃に降温されたガスは次工程の酸性ガス除去工程300に送給される。酸性ガス除去工程300は、CO転化工程200から送られてくる転化ガス中の不純分であるH₂S、COS、CO₂を除去するために、物理吸収プロセスであるレクチゾール法が使用される。

【0031】-17℃に冷却されたガスは吸収塔40に導入される。該吸収塔40におけるCO₂ガスの吸収は約-60℃の温度操作条件下でメタノールと向流接触で行われるが、吸収塔40を出たガス中のCO₂の濃度は10～20ppm、H₂Sは約0.1ppmとなる。吸収液として使用されたメタノールはCO₂ガスを吸収するにつれて温度が上昇し、吸収能力が低下するので、吸

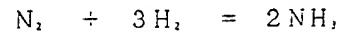
収塔40の途中から抜き出して冷媒アンモニアおよび冷メタノールにより冷却されて再び吸収塔40に戻すのである。この場合、吸収塔40の途中から抜き出されたメタノール中には CO_2 、 H_2S の他に H_2 や CO も溶存しているので、これら H_2 と CO を回収するため、図示しないメタノール再生塔にて減圧処理され、溶存した H_2 や CO を放出する。放出した H_2 や CO は圧縮機で昇圧され、循環使用されるようになっている。一方、メタノールに吸収された高純度の CO_2 を回収するために、 CO_2 放散塔44に送られて減圧されるとともに、 N_2 ガスでストリップングされ、メタノール中の CO_2 の大部分が放出され、放出された CO_2 は回収されるのである。

【0032】一方、 CO_2 放散塔44の底部から濃縮された H_2S を含むメタノールをポンプ46を介して取り出され、熱交換器48で加熱された後 H_2S 放散塔50へ送られ、ここで水蒸気により間接再生される。 H_2S 放散塔50頂より出る H_2S リッチガスは熱交換器52で冷却して、硫黄回収工程600へ送られ、硫黄 q または、硫安 r として回収される。 H_2S 放散塔50底から抜き出されたメタノールはポンプ54を介して吸収塔40の塔頂へ循環供給される。吸収塔40から送られてくる少量の CO と極微量の CO_2 を含んだ H_2 リッチガスは、途中吸収塔53を通過してメタノールや CO_2 が除去された後、冷却器57で -190°C 近くまで冷却され、窒素洗浄工程500を成す N_2 洗浄塔56に送られる。窒素洗浄工程500では、ガス中に微量の CO 、 CH_4 が過冷却された液体窒素により洗浄除去される。一方、 H_2 ガスは沸点の低いことから液体 N_2 により吸収されることなく、 N_2 洗浄塔56の塔頂からは N_2 を含んだ H_2 リッチな精製ガスが得られる。

【0033】 N_2 洗浄塔56の塔頂から出た精製ガスは、冷却器57を通過して冷却された高圧の液体 N_2 ガスと混合されて、アンモニア合成に適当な組成、すなわち、 H_2 と N_2 の比を約3（モル比）に調整された後、再度冷却器57を通過して加熱されアンモニア合成工程500に送られる。一方、 N_2 ガス圧縮機58で圧縮された高圧の N_2 ガスの一部は、冷却器57で冷却液化された後、 N_2 洗浄塔56に送られ、塔底から入ってくるガスと向流接触し、その間にガス中の CO 、 Ar 、 CH_4 などの不純物は液体 N_2 側に移動し吸収除去される。また、 CO 、 Ar 、 CH_4 などを吸収した液体 N_2 は、 N_2 洗浄塔56の底部より出て減圧の後、ボイラの燃料として送出される。

【0034】窒素洗浄工程500から送られてきたガスは、合成ガス圧縮機60の第1段において例えば $150\text{ kg/cm}^2\text{G}$ に昇圧された後、次いでアンモニア分離器70からの循環ガスと合流して合成ガス圧縮機60の第2段において $165\text{ kg/cm}^2\text{G}$ まで昇圧され、アンモニア合成塔62に送られる。アンモニア合成塔62

は2段の触媒層から成っており、Fe系の合成触媒が充填されている。アンモニア合成塔62入口の圧力 $164\text{ kg/cm}^2\text{G}$ 、温度 250°C となる。合成ガスが該触媒層を通過する間にアンモニア合成が行われるが、このときのアンモニア合成反応はつぎようになる。



触媒層を出たガス温度は一旦約 500°C を越えるが、アンモニア合成塔62途中から導入された冷ガスによって冷却される。

【0035】アンモニア合成塔62を出た NH_3 ガスは、圧力 $160\text{ kg/cm}^2\text{G}$ 、温度 450°C であり、熱交換器64、66を通過して常温付近まで冷却された後、さらにアンモニア冷凍機68を通過して冷却され、 NH_3 の大部分は凝縮される。凝縮した NH_3 はアンモニア分離器70で液体 NH_3 とガスとに分離され、液体 NH_3 はアンモニア貯蔵タンク72へ送られるとともに、前記したように分離されたガスは再度循環ガスとして合成ガス圧縮機60の第2段に入り $165\text{ kg/cm}^2\text{G}$ まで昇圧され、アンモニア合成塔62に循環送給される。

【0036】

【発明の効果】本発明により、以下の効果を奏する。

① NH_3 、合成用等の H_2 源を、安価でしかも自国内で調達可能な有機性廃棄物に転換出来る。これにより、 NH_3 の製造原価を大幅に引き下げられる。

② 有機性廃棄物をガス化して H_2 とすることにより、従来の焼却処理に伴う様々な問題を回避出来る。すなわち、排ガスが無くなり、ダイオキシン類は生成しない。また、廃棄物中の灰分は無害なスラグとなるため、埋立地の延命化が図れるとともに、路盤剤等への利用も可能となる。

【0037】③ 廃棄物に含まれる鉄、銅、アルミといった金属は、リサイクル可能な酸化を受けない状態で回収出来る。こうして、廃棄物の有効利用と環境保全の立場から、有機性廃棄物のガス化設備をアンモニア合成設備に隣接して建設し、両者間を原料利用の面から有機的に結合することにより、トータルシステムとしてのメリットを享受出来る。

④ 廃棄物に、石炭あるいはオイルコークスといった固体燃料を補助的に供給することにより、廃棄物の質、量の変動の問題に対処可能となる。特に、廃棄物の質の低下による生成ガス性状の悪化に対しては、固体燃料の混合比率を増すことにより、安定な操業を実現できる。

【図面の簡単な説明】

【図1】本発明に用いるガス化溶融システムの構成図である。

【図2】本発明に用いるガス化溶融システムの別の構成図である。

【図3】本発明に用いるガス化溶融システムの他の構成図である。

【図4】本発明に用いるガス化溶融システムの他の構成図である。

【図5】本発明の廃棄物から NH_3 を合成する場合の全体工程図である。

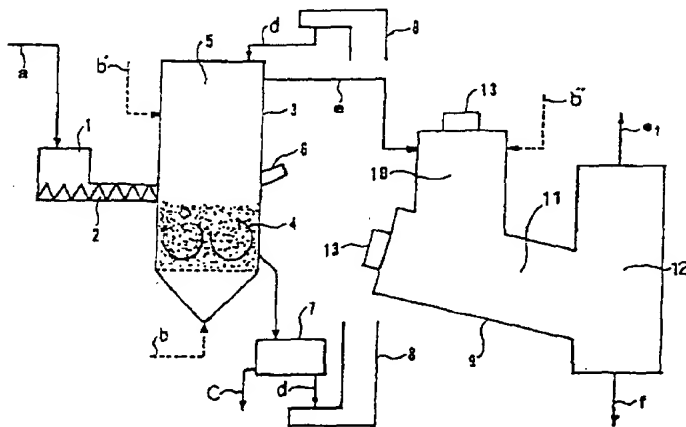
【図6】RDFの N_2 雰囲気中における熱分解特性を示すグラフである。

【符号の説明】

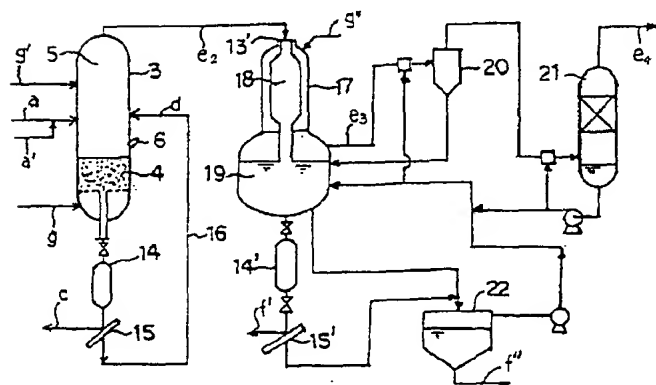
1: ホッパー、2: 定量供給装置、3: 流動層ガス化炉、4: 流動層、5: フリーボード、6: パーナ、7: トロノメル、8: バケットコンベア、9: 旋回式溶融炉、10: 一次燃焼室、11: 二次燃焼室、12: スラグ分離図、13: パーナ、14、14': ロックホッパ、15、15': スクリーン、16: 流動媒体循環ライン、17: 旋回式溶融炉(一体型)、18: 高温ガス化室、19: 急冷室、20: サイクロン、21: ガススクラバー、22: セトラ、23: 空気分離器、24: 一次ガス化炉、25: 二次ガス化炉、34: カーボンスクラバー、COコンバータ、40: 吸収塔、41: コン*

* デンセートセパレータ、44: CO_2 放散塔、50: H_2 S放散塔、53: 吸着塔、56: N_2 洗浄塔、58: N_2 ガス圧縮機、59: O_2 ガス圧縮機、60: 合成ガス圧縮機、62: NH_3 合成塔、68: NH_3 冷凍機、70: NH_3 分離器、72: NH_3 貯蔵タンク、100: ガス化工程、200: 一酸化炭素転化工程、300: 酸性ガス除去工程、400: 窒素洗浄工程、500: アンモニア合成工程、600: 硫黄回収工程、a: 有機性廃棄物、a': 石炭又はオイルコークス、b: 空気(流動層用)、b': 空気(フリーボード用)、b'': 空気(溶融炉用)、c: 粗大不燃物、d: 珪砂、e、e₁、e₂、e₃: 生成ガス、e₄: 燃焼排ガス、f: スラグ、f': 粗粒スラグ、f'': 微細スラグ、g、g': ガス化剤(O_2 と H_2 の混合ガス)、g'': O_2 、i: 空気、j: O_2 、k: N_2 、l: NH_3 、m: H_2O 、n: 燃料ガス、O: 酸性ガス+ H_2O 、q: 硫黄、r: 亜硫酸

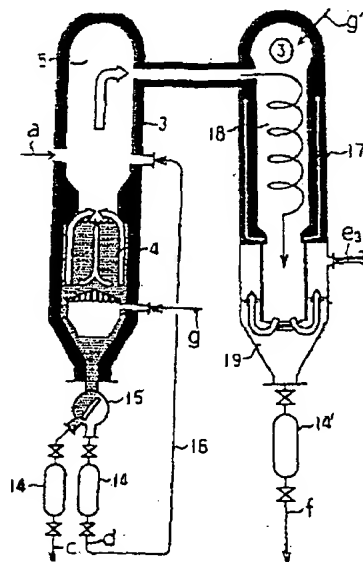
【図1】



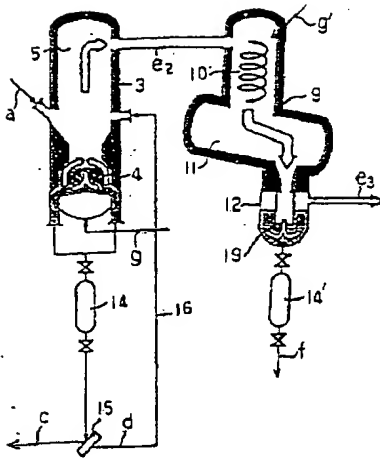
【図2】



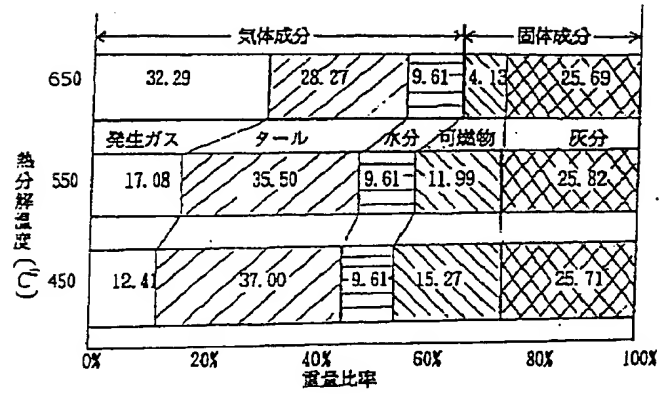
【図3】



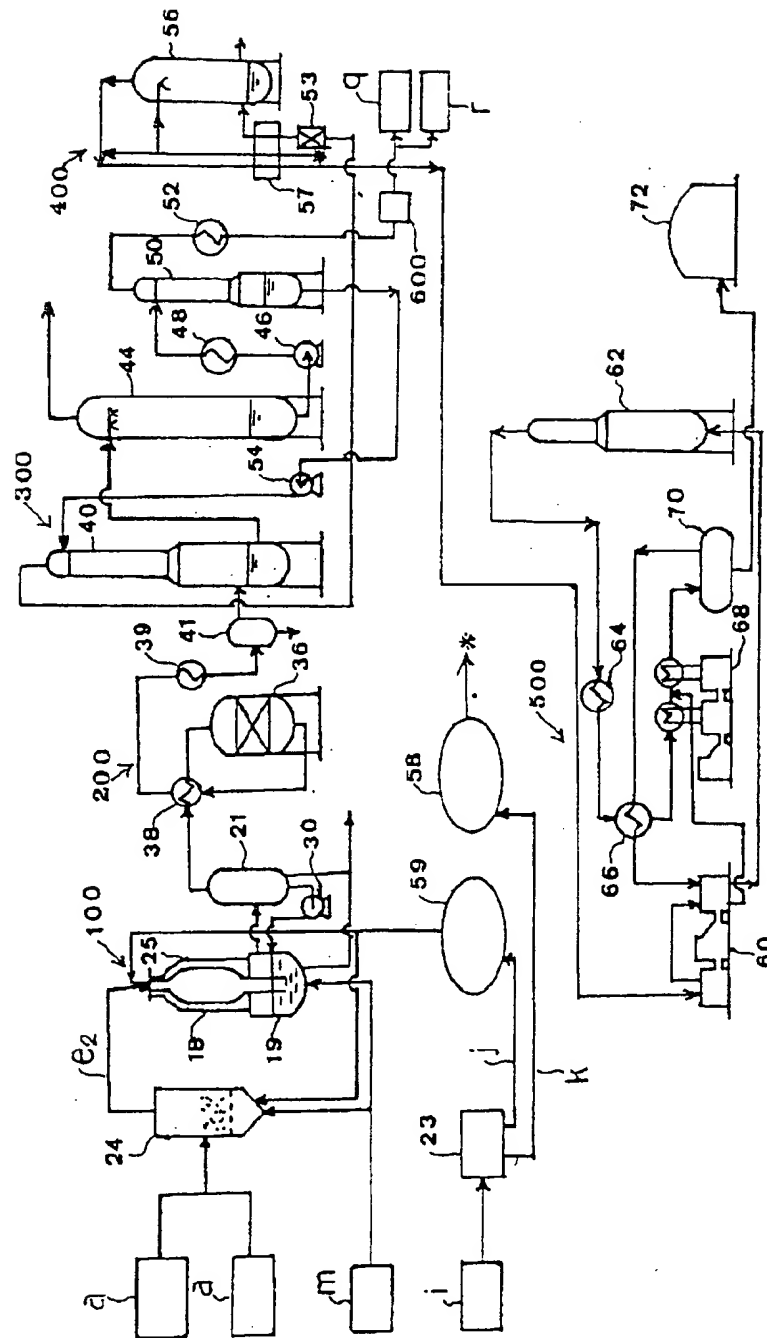
【図4】



【図6】



【図5】



フロントページの続き

(72)発明者 藤並 晶作
神奈川県藤沢市本藤沢4丁目2番1号 株
式会社荏原総合研究所内

(72)発明者 高野 和夫
東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会
社荏原製作所内

(72)発明者 入江 正昭
東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会社
荏原製作所内
(72)発明者 廣勢 哲久
東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会社
荏原製作所内

(72)発明者 永東 秀一
東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会社
荏原製作所内
(72)発明者 大下 孝裕
東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会社
荏原製作所内
(72)発明者 福田 俊男
東京都品川区東品川2丁目3番11号 UB
Eビル宇部興産株式会社内

(19)



JAPANESE PATENT OFFICE

PATENT ABSTRACTS OF JAPAN

(11) Publication number: **10236801 A**

(43) Date of publication of application: **08 . 09 . 98**

(51) Int. Cl.

C01B 3/12
C01C 1/02
C10J 3/00
C10K 3/04

(21) Application number: **09202628**

(22) Date of filing: **14 . 07 . 97**

(30) Priority: **15 . 07 . 96 JP 08202775**
04 . 09 . 96 JP 08252263
24 . 12 . 96 JP 08355408

(71) Applicant: **EBARA CORP UBE IND LTD**

(72) Inventor: **FUJIMURA HIROYUKI**
HIRAYAMA MITSUO
FUJINAMI SHOSAKU
TAKANO KAZUO
IRIE MASAOKI
HIROSE TETSUHIRO
NAGATOU SHIYUICHI
OSHITA TAKAHIRO
FUKUDA TOSHIO

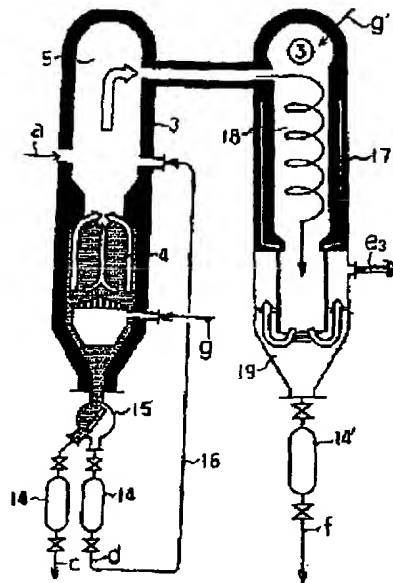
(54) **METHOD FOR CONVERTING ORGANIC WASTE INTO RESOURCES AND DEVICE THEREFOR**

COPYRIGHT: (C)1998,JPO

(57) Abstract:

PROBLEM TO BE SOLVED: To solve the problems resulting from the incineration and discard of org. waste and to produce inexpensive H₂ usable in the synthesis of NH₃ by this method.

SOLUTION: The gas obtained by the two-step gasification of org. waste (a) is submitted to CO conversion to produce H₂ which is used to synthesize ammonia by this method for converting org. waste into resources. The gasification combines low-temp. gasification and high-temp. gasification. A fluidized-bed gasification furnace is used in the low-temp. gasification and a melting furnace in the high-temp. gasification. The fluidized bed of the furnace is controlled to 450-650°C and the freeboard to 600-850°C to gasify the waste. The waste is burned at $\approx 1300^\circ\text{C}$ in the melting furnace to gasify the char and tar and to melt the ash into molten slag capable of being discharged from the furnace bottom.



(19) 日本国特許庁 (J P)

(12) 公開特許公報 (A)

(11) 特許出願公開番号

特開平10-236801

(43) 公開日 平成10年(1998) 9月8日

(51) Int.Cl.⁶

識別記号

F I

C 0 1 B 3/12

C 0 1 B 3/12

C 0 1 C 1/02

C 0 1 C 1/02

A

C 1 0 J 3/00

C 1 0 J 3/00

K

C 1 0 K 3/04

C 1 0 K 3/04

審査請求 未請求 請求項の数14 F D (全 12 頁)

(21) 出願番号 特願平9-202628

(22) 出願日 平成9年(1997) 7月14日

(31) 優先権主張番号 特願平8-202775

(32) 優先日 平8(1996) 7月15日

(33) 優先権主張国 日本 (J P)

(31) 優先権主張番号 特願平8-252263

(32) 優先日 平8(1996) 9月4日

(33) 優先権主張国 日本 (J P)

(31) 優先権主張番号 特願平8-355408

(32) 優先日 平8(1996) 12月24日

(33) 優先権主張国 日本 (J P)

(71) 出願人 000000239

株式会社荏原製作所

東京都大田区羽田旭町11番1号

(71) 出願人 000000206

宇部興産株式会社

山口県宇部市西本町1丁目12番32号

(72) 発明者 藤村 宏幸

東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会社

荏原製作所内

(72) 発明者 平山 詳郎

東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会社

荏原製作所内

(74) 代理人 弁理士 吉嶺 桂 (外1名)

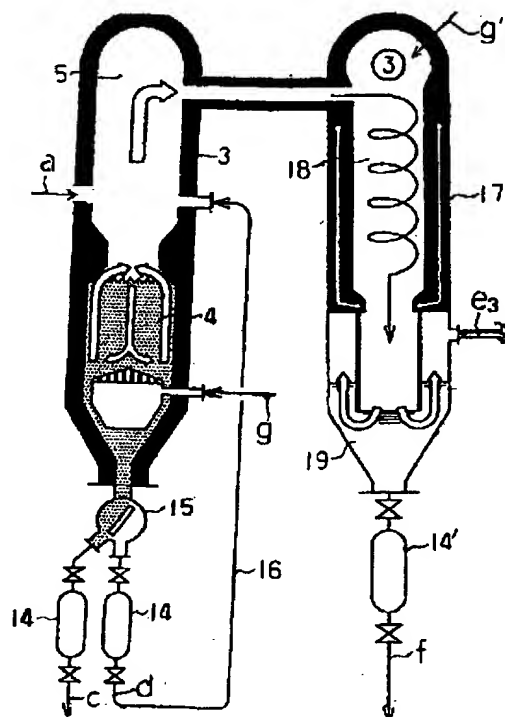
最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 有機性廃棄物の資源化方法及び資源化装置

(57) 【要約】

【課題】 有機性廃棄物の焼却や投棄に伴う諸問題を解決すると共に、安価な H_2 を得て NH_3 合成用に利用する有機性廃棄物の資源化方法を提供する。

【解決手段】 有機性廃棄物aを二段ガス化24、25して得られるガスを、CO転化27反応により H_2 転換し、 NH_3 合成30用の原料とすることを特徴とする有機性廃棄物の資源化方法としたものであり、上記ガス化は、低温ガス化と高温ガス化を組合せたものであり、低温ガス化に流動層ガス化炉、高温ガス化に熔融炉を用い、ガス化に用いる流動層ガス化炉は、流動層部で450～650℃、フリーボード部で600～850℃にてガス化し、上記高温ガス化に用いる熔融炉は、1300℃以上で高温燃焼することにより、チャー、タール分をガス化すると共に灰分を熔融スラグ化して炉底より排出することができる。



【特許請求の範囲】

【請求項1】 有機性廃棄物を流動層ガス化炉で低温でガス化し、得られるガス状物質とチャーを熔融炉に導入して高温でガス化し、得られたガス中のCOとH₂Oを、CO転化反応によりH₂に転換し、該H₂を回収することを特徴とする有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項2】 前記低温及び／又は高温ガス化が、10～40気圧の加圧下で進行することを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項3】 前記回収したH₂は、NH₃合成原料に供すると共に、不燃物はスラグ化して回収することを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項4】 前記低温及び／又は高温ガス化は、ガス化剤として、空気を気体分離工程でN₂とN₂を含まない気体に分離した後、該N₂を含まない気体を用いることを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項5】 前記流動層ガス化炉は、内部温度が450～800℃であることを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項6】 前記流動層ガス化炉は、流動床の温度が450～650℃であることを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項7】 前記流動層ガス化炉は、流動層部とフリーボード部からなり、流動層部の温度を450～650℃とし、フリーボード部の温度を600～800℃とすることを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項8】 前記熔融炉は、内部温度が1300℃以上であることを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項9】 前記流動層ガス化炉は、内部温度が450～800℃であり、熔融炉は、内部温度が1300℃以上であることを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項10】 請求項3記載のNH₃合成は、得られたH₂を、触媒存在下でN₂と反応させてNH₃を得ることを特徴とする有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項11】 前記流動層ガス化炉は、炉底より廃棄物中の鉄、銅、アルミニウム等の金属を未酸化でクリーンな状態で回収することを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項12】 前記熔融炉は、灰分を熔融スラグ化して炉底より排出することを特徴とする請求項1記載の有機性廃棄物の資源化方法。

【請求項13】 有機性廃棄物を低温でガス化させる流動層ガス化炉と、該流動層ガス化炉からのガスを高温でガス化させる熔融炉と、該熔融炉からのガスを急冷する急冷室と、ガス中の有害ガスとダストを除去する洗浄スクラバと、ガス中のCOとH₂OをH₂とCO₂に転換

するCO転化器と、ガス中のCO₂とH₂Oを除去する酸性ガス除去装置と、精製されたH₂とN₂を反応させてNH₃を合成する反応器を有することを特徴とする有機性廃棄物の資源化装置。

【請求項14】 請求項13記載の資源化装置において、別に、N₂とO₂を分離するための空気分離器を備え、分離されたN₂を前記NH₃合成反応器に導入する手段と、分離されたO₂を前記流動層ガス化炉及び／又は熔融炉に導入させる手段とを配備したことを特徴とする有機性廃棄物の資源化装置。

【発明の詳細な説明】

【0001】

【発明の属する技術分野】本発明は、有機性廃棄物の資源化に係わり、特に、都市ごみ、廃プラスチック、廃FRP、バイオマス廃棄物、自動車廃棄物、低品位石炭、廃油ならびにこれらを固化あるいはスラリー化した燃料代替品等をガス化燃焼し、上記の廃棄物に含まれる金属や灰分をリサイクル利用可能な状態で排出するとともに、回収されるガスにより得られるCO及びH₂含有気体をNH₃（アンモニア）合成用の原料にする有機性廃棄物の資源化方法と装置に関する。上記の燃料代替品には、都市ごみを破碎選別後、生石灰等を添加して圧縮成形したRDF（固形化燃料）と称するもの、都市ごみを破碎後水スラリー化し、高圧下で水熱分解により油化したスラリー化燃料が含まれる。FRPは繊維強化プラスチックのことであり、廃バイオマスには上下水廃棄物（夾雑物、し渣、下水汚泥等）、農産廃棄物（もみがら、稲わら、余剰産物等）、林産廃棄物（のこずき、パーク、間伐材等）、産業廃棄物（パルプチップ、ダスト等）、建築廃材等がある。低品位石炭には、石炭化度の低い泥炭、もしくは選炭時に出るボタ等が含まれる。また、本発明は、オイルシェール、厨芥、獣類の屍体、廃衣料、紙ごみその他いかなる有機物でも適用可能である。

【0002】

【従来の技術】NH₃（アンモニア）は硝酸、各種肥料（硝安、硫安、尿素）、アクリロニトリル、カプロラクタム等の原料として、大量生産されている化学工業上の基礎原料である。NH₃はN₂とH₂から高圧下で触媒を用いて合成されるが、H₂は天然ガス、ナフサなどのスチームリフォーミングか、石油、石炭、石油コークスなどの炭化水素の部分燃焼、いわゆるガス化により得られてきた。一方、都市ごみ、廃プラスチック、廃FRP、バイオマス廃棄物、自動車廃棄物に代表される有機性廃棄物は、焼却処理により減容化されるか、あるいは未処理のまま最終処分（埋立）されてきた。直接、間接をとわず、これらがリサイクル利用される量は全体から見ればごく僅かだった。NH₃の原料であるH₂は、天然ガス、ナフサ、石油、石炭、石油コークス等から作られるが、これらの多くは海外から輸入されるため、二度

にわたる石油ショック以降、アンモニア工業製品は国際競争力を失うに至った。このため、安価でしかも自国内で調達可能な原料が久しく切望されてきた。

【0003】一方、固形廃棄物の焼却処理にも次のような問題や課題があった。これまで焼却処理にはストーカー炉や流動層炉が用いられてきたが、環境保全や資源／エネルギーのリサイクル上不都合となる点を生じた。すなわち、燃焼時の空気比が高いため排ガス量が多いこと、排ガス中に有害なダイオキシンなどが含まれること、炉から排出された金属類は酸化されているためリサイクルに適さないこと、そして灰埋立地の払底等である。灰溶融設備等の減容設備を設置するところも最近では増えつつあるが、廃棄物処理装置全体の建設コストや運転コストを上昇させる結果となった。さらに、最近では固形廃棄物の有するエネルギーを最大限に有用利用しようという気運が高まってきた。固形廃棄物を未処理のまま陸上投棄することに至っては、投棄場所の確保が困難になるとともに、環境保護上容認される事態でなくなってきた。このため、廃車シュレッダーダスト等はその処分に困窮を極める状態となった。

【0004】

【発明が解決しようとする課題】本発明は、前記した従来技術の問題点を解決し、利用方法の確立により廃棄物中の資源を回収するだけでなく、分離再利用のルートを開き、特に燃焼程度を不完全状態に調製し、 NH_3 合成原料の素となる好ましい組成の合成ガスを生成させ、有機性廃棄物の焼却や投棄に伴う諸問題を解決すると共に、安価な H_2 を得て NH_3 合成用等に利用する有機性廃棄物の資源化方法と装置を提供することを課題とする。

【0005】

【課題を解決するための手段】上記課題を解決するために、本発明では、有機性廃棄物を流動層ガス化炉で低温でガス化し、得られるガス状物質とチャーを溶融炉に導入して高温でガス化し、得られたガス中の CO と H_2O を、 CO 転化反応により H_2 に転換し、該 H_2 を回収することを特徴とする有機性廃棄物の資源化方法としたものである。前記資源化方法において、回収した H_2 は、触媒存在下で N_2 と反応させて NH_3 とするアンモニア合成原料に供すると共に、不燃物はスラグ化して回収することができる。前記方法における低温及び／又は高温でのガス化は、 $10\sim40$ 気圧の加圧下で進行することができ、ガス化剤として、空気を気体分離工程で N_2 と N_2 を含まない気体に分離した後、該 N_2 を含まない気体を該有機性廃棄物をガス化するガス化剤として用いることができる。前記流動層ガス化炉は、内部温度が $450\sim800^\circ\text{C}$ であり、流動床の温度が $450\sim650^\circ\text{C}$ であるのが良く、また、該ガス化炉が、流動層部とフリーボード部からなり、流動層部の温度を $450\sim650^\circ\text{C}$ とし、フリーボード部の温度を $600\sim800^\circ\text{C}$ とす

ることもできる。

【0006】本発明で用いる流動層ガス化炉としては、特に内部循環式流動層ガス化炉を用いるのが好適である。この内部循環式流動層ガス化炉とは、同一反応槽内の流動層中に流動媒体の循環流を形成させるもので、該循環流は、流動層中に吹込まれる流動化ガスの部分的な強弱部位を設定することにより生じさせるものである。従って、単なるバブリング式流動層と異なり廃棄物の分散、破碎機能に優れ、単なる循環（外部循環）式流動層のように複雑で大型化することなく、またこれよりも分散、破碎機能も優れており、加圧型として用いるに容易な形態・構成を取り易いのである。また、内部循環式流動層ガス化炉は円筒型のものが特に好ましい。

【0007】また、前記溶融炉は、内部温度が 1300°C 以上であるのがよく、そして本発明では、前記流動層ガス化炉を内部温度が $450\sim800^\circ\text{C}$ とし、溶融炉を内部温度が 1300°C 以上とするのがよい。本発明において、ガス化のために流動層ガス化炉及び溶融炉への送入するガス化剤は、トータルとして含有する全酸素量が廃棄物を完全燃焼させるために必要な理論燃焼酸素量の $0.1\sim0.6$ の範囲とするのがよく、このうち流動層ガス化炉に供給される酸素量は、理論燃焼酸素量の $0.1\sim0.3$ の範囲とするのがよい。前記流動層ガス化炉は、炉底より廃棄物中の鉄、銅、アルミニウム等の金属を未酸化でクリーンな状態で回収することができ、また、前記溶融炉は、灰分を溶融スラグ化して炉底より排出することができる。

【0008】また、本発明では、有機性廃棄物を低温でガス化させる流動層ガス化炉と、該流動層ガス化炉からのガスを高温でガス化させる溶融炉と、該溶融炉からのガスを急冷する急冷室と、ガス中の有害ガスとダストを除去する洗浄スクラバと、ガス中の CO と H_2O を H_2 と CO_2 に転換する CO 転化器と、ガス中の CO_2 と H_2O を除去する酸性ガス除去装置と、精製された H_2 と N_2 を反応させて NH_3 を合成する反応器を有することを特徴とする有機性廃棄物の資源化装置としたものである。この資源化装置において、別に、 N_2 と O_2 を分離するための空気分離器を備え、分離された N_2 を前記 NH_3 合成反応器に導入する手段と、分離された O_2 を前記流動層ガス化炉及び／又は溶融炉に導入させる手段とを配備してもよい。

【0009】

【発明の実施の形態】本発明で用いる有機性廃棄物は、都市ごみ、固形化燃料、スラリー化燃料、廃プラスチック、廃FRP、バイオマス廃棄物、自動車廃棄物、低品位石炭、廃油のうちの1種以上を用いることができる。前記有機性廃棄物には、用いる性状により石炭及び／又はオイルコークスといった固体燃料を補助原料として添加することができる。前記ガス化は、低温ガス化と高温ガス化を組合せたもので、低温ガス化に流動層ガス化

炉、高温ガス化に熔融炉を用いている。該低温ガス化に用いる流動層ガス化炉は、流動層部が450～650℃、フリーボード部が600～850℃に維持され、供給された廃棄物の部分燃焼を行う。炉底からは廃棄物の鉄、銅、アルミニウム等の金属を未酸化でクリーンな状態で回収される。前記高温ガス化に用いる熔融炉は、ガス化炉から供給されるチャー、タールを含むガスを1300℃以上の高温下で瞬時に部分燃焼すると共に灰分を熔融スラグ化して炉底より排出する。

【0010】この時、熔融炉を巡回式熔融炉とすると、高負荷燃焼が可能になると共に、旋回流に伴う遠心力のため、ガス中に含まれるチャーは、炉壁に吹寄せられ、壁面に形成されたスラグ相中で時間をかけて燃焼される。こうして、チャーの完全燃焼が可能となるため、チャーを再燃焼するための装置等は不要となる。前記ガス化とスラグ化を同時に平行して実施することが極めて有効な資源化対策となっている。従って、熔融炉としては巡回式熔融炉を採用することが好ましい。さらに、前記ガス化において、 H_2 製造用のガス化剤として空気分離により得られる O_2 とスチームの混合ガスを用い、一方、空気分離により得られる N_2 は NH_3 合成用とする。空気分離には深冷分離法PSA、TSA法等の吸着法、分離（富活）膜による方法等がいずれも適用できる。また、ガス化剤に酸素富化した空気を用いて、 H_2 と N_2 の構成比が3:1となる混合ガスを得、これをこのまま NH_3 合成用とすることもできる。

【0011】さらに、本発明では、有機性廃棄物を部分燃焼させる流動層ガス化炉と、該流動層ガス化炉からのガスを高温にて部分燃焼する熔融炉と、該熔融炉からのガスを冷却する急冷室を有することを特徴とする有機性廃棄物の資源化装置としたものである。前記資源化装置においては、急冷室の下流に、同伴ガス中のHCl等有害ガス及びダストを除去するための洗浄スクラバ、次いでガス中のCOと H_2O を H_2 と CO_2 に転換するCO転化器を設けると共に、CO転化後に CO_2 と H_2O を除去する酸性ガス除去装置と精製された H_2 と N_2 を反応させて NH_3 を合成する反応器を配備することが好ましい。また、前記有機性廃棄物の資源化装置において、別に、 N_2 と O_2 を分離するための空気分離器を備え、分離された N_2 を前記 NH_3 合成反応器に導入する手段と、分離された O_2 を前記流動層ガス化炉及び／又は前記熔融炉に導入させる手段とを配備することが良い。

【0012】現在、焼却処理に代わる新たな環境保全型の廃棄物処理技術として、「ガス化燃焼システム」の開発が進行中であり、本発明も装置構成上は基本的にこのシステムを使用している。本ガス化熔融システムを廃棄物の焼却に使用した場合の特長を示す。

① 従来の固体燃焼に代わるガス燃焼のため、1.3程度の低空気比燃焼が実現され、その結果排ガス量は大幅に低減される。

② 高温燃焼により、排ガス中のダイオキシン類及びその前駆体はほとんど分解される。

③ 廃棄物中の灰分は無害なスラグとして回収される。このため、埋立地の延命化が図れ、路盤材等への利用も可能となる。

④ システム中にダイオキシン分解や灰熔融の機能が組み込まれるため、装置全体がコンパクト化され、建設コストもそれぞれの機能を在来型の焼却設備に付加したより安価となる。排ガス量が大幅に低減されることも、排ガス処理機器のコスト低減に連がる。

【0013】⑤ ガス化炉で生成するガス、チャー、タールのエネルギーを灰の熔融に有効活用できるため、灰熔融の専用設備を設けたときに必要な電力等が不要となり、運転コストを低く保てる。

⑥ 高効率発電型のフローとすることが容易である。

⑦ 鉄、銅、アルミニウム等の金属は、リサイクル可能な未酸化でクリーンな状態で回収出来る。

通常の焼却処理では O_2 源として空気を使用するが、これを純 O_2 もしくは酸素富活空気に置き換えることにより、燃料ガスを回収することが出来る。本発明は、ガス化燃焼システムを NH_3 製造設備と一体化したプロセスとし、都市ごみ、廃プラスチック、廃FRP、バイオマス廃棄物、自動車廃棄物等の固形廃棄物や低品位石炭、廃油を一括してガス化することにより、焼却や投棄に伴う諸問題を解決するとともに、廃棄物自体の有効利用を図るものである。

【0014】有機性廃棄物をガス化するためには、流動層ガス化炉と熔融炉を組合せたガス化熔融システムを用いるのが好適である。流動層ガス化炉では砂（珪砂、オリビン砂など）、アルミナ、鉄粉、石灰石、ドロマイト等を流動媒体として用いる。有機性廃棄物のうち、都市ごみ、バイオマス廃棄物、プラスチック廃棄物、自動車廃棄物等は30cm程度に粗破砕する。固形化燃料、スラリー化燃料はこのまま使用する。低品位石炭は、40mm以下に粗破砕する。これらを、複数のピットに分けて受入れ、各々のピットで十分攪拌・混合した後に、適宜ガス化炉に供給する。勿論、ガス化炉への供給は、各ピットより別々に行っても、混合して行っても良い。また、ガス化される廃棄物の性状（発熱量や水分）によって、必要に応じて石炭やオイルコークス等を補助原料として添加する。添加する量は廃棄物の性状により適宜設定される。

【0015】有機性廃棄物はガス化炉に供給され、流動層部にて450～650℃、フリーボード部にて600～800℃で低温ガス化を行う。さらに後段の熔融炉にて1300℃以上で高温ガス化を行う。ガス化反応にはガス化剤として O_2 と H_2O の混合ガスあるいは O_2 単独を必要に応じ予熱して用いる。従って、それぞれの段階でのガス化に必要な熱量は、原料の部分燃焼により得られる。流動層部でのガス化によりガス、タール、チャ

ーが生成するが、温度が低いほどタールとチャーの生成率は増加し、ガスの生成率は減少する。一方廃棄物に含まれる金属のうち融点が流動層温度より高いものは、ガス化炉の炉底より流動媒体と共に排出される。従って、例えばアルミニウムは、流動層温度がアルミニウムの融点である660℃より低いので金属で回収できる。

【0016】ガス化炉のフリーボード部では600～800℃でガス化が行われるが、分解されなかったタールとチャーもまだかなり残留している。フリーボードでのガス化により、熔融炉の負荷軽減とガス化速度の上昇が実現し、熔融炉の小型化が可能となった。また、ガス化炉のフリーボード部の容積を、ガス化に有効に活用出来る。但し、フリーボードでのガス化は必須ではない。後段の熔融炉では1300℃以上の高温ガス化により、タールとチャーは完全に分解され、生成ガスはH₂、CO、CO₂、N₂、H₂Oから成るガスとなる。また、熔融スラグ化した灰分は、熔融炉の炉底より連続的に排出された後に水砕され、骨材、その他の土木建築材の資材として利用される。

【0017】ガス化炉の流動層温度を450℃～650℃にするのは、次のような理由による。図6に、RDFの窒素雰囲気中における熱分解特性を示す。低温ガス化では廃棄物等をガス、タールの気体成分はなるべく多く、可燃物と灰分から成る固体成分は少なくすることが望ましい。固体成分チャーは、小粒径のものはガス化炉内の上昇気流に乗って熔融炉へ搬送されるが、流動層で粉碎されない大粒径のものは、不燃物とともに炉下から排出される。固体成分になる割合が多いと、流動層に蓄積するのを防ぐために、炉下から排出する量を増やさねばならない。排出されたチャーは、砂や不燃物を除去した後に再利用されるが、その量は少ないことが望ましい。図6に示す如く、熱分解温度が下がるほど、固体成分が多く発生する。しかも、450℃以下では熱分解速度が極度に遅くなり、未分解物が流動層上に堆積するため運転が困難となる。逆に温度が上がる程、固体成分の割合は少なくなるため、ガス化にとっては有利となる。ところが、廃棄物等は可能な限り無破碎に近い状態でガス化炉に投入するため、温度が高くなり過ぎると、反応速度が上がる。このため、廃棄物の供給に伴う量の変動が、ガス発生量や炉内圧の変動をもたらし、後段の熔融炉の運転に悪影響を及ぼす。例えば廃車シュレッダーダストを用いたガス化熔融のテストより、ガス化温度を650℃以下とすれば、排ガス中のCOを10ppm以下に抑えられることが判明した。また、廃棄物には金属を含むものが多いが、これら金属を酸化されない状態で回収しリサイクル利用することは重要なテーマである。金属の中ではアルミの回収が重要であるが、アルミの融点は660℃であるから、ガス化温度はこれより低くなければならない。従ってガス化の上限温度を650℃とすることが好ましいのである。

【0018】通常、化学工業原料用の合成ガスを製造する場合、ガス化は10～40atmの加圧下で行うが、ガス化を常圧で行い、CO転化以降のガス精製を30～40atmの加圧下で行うことも現実的な方法として考えられる。ガス化炉で用いるガス化剤には空気を深冷分離して得られる純O₂に通常H₂Oを混合して用いるが、酸性ガス除去工程で回収されるCO₂を混合してもよい。同じく空気の深冷分離より得られるN₂は、直接NH₃合成用の原料として用いる。別法として、ガス化剤にO₂富化した空気をを用いる方法も考えられる。O₂濃度を調節することによりCO転化後のH₂とN₂の構成比が3:1となるようにすれば、そのままNH₃合成用の原料ガスとすることが可能である。ただし、ガス流量が増えるためガス処理用の機器サイズが大きくなる可能性がある。このように廃棄物をNH₃合成の原料として用いる場合、廃棄物の量の確保、あるいは質の安定化といった問題が存在する。また、操業中、廃棄物の質の変化に如何に対処するかといった問題もある。

【0019】こうした問題を現実的な方法で解決するために、廃棄物だけの安定運転が困難な場合やプラントの立上げ時等は、本発明では、廃棄物に石炭あるいはオイルコークスといった高カロリーで性状の安定した、しかもH₂製造に実績のある固体燃料を併用して使用しても良い。すなわち、石炭あるいはオイルコークスを常時全体の2～4割程度になるよう配合することにより、ガス化原料の量、質の安定化を図ることが可能となる。操業中、何らかの原因で廃棄物の質が低下し、生成ガス中のH₂やCOの濃度が低下した場合には、上記固形燃料の供給割合を増すことにより、生成ガスの性状を安定化させることが出来る。なお、ここで使用する石炭とは、廃棄物に属する低品位炭ではなく、むしろ石炭化度の高い亜瀝青炭や瀝青炭クラスのものである。

【0020】次に、本発明を図面を用いて具体的に説明する。図1は、通常廃棄物の焼却に用いられるガス化熔融システムの構成図である。図において、1はホッパー、2は定量供給装置、3は流動層ガス化炉、4は流動層、5はフリーボード、6はバーナ、7はトロンメル、8はバケットコンベア、9は旋回式熔融炉、10は一次燃焼室、11は二次燃焼室、12はスラグ分離部、13はバーナである。aは有機性廃棄物、bは空気（流動層用）、b'は空気（フリーボード用）、b''は空気（熔融炉用）、cは粗大不燃物、dは硅砂、eは生成ガス、e₁は燃焼排ガス、fはスラグである。

【0021】予め必要に応じ破碎された有機性廃棄物aは、ホッパー1に供給された後に、スクリュウ式の定量供給装置2を用いて流動層ガス化炉3に供給される。流動層ガス化炉3の下方からは空気bがガス化剤として送入され、分散板上に硅砂の流動層4が形成される。有機性廃棄物aは流動層4の上方に投入され、450～700℃に保持された流動層4内で空気中のO₂と接触し、

速やかに熱分解ガス化される。ガス化炉3の炉底からは流動媒体が不燃物とともに排出され、トロンメル7により粗大不燃物cが除去される。分離された珪砂dはバケットコンベア8により上方へ搬送され、流動層ガス化炉3に戻される。粗大不燃物c中には金属が含まれるが、実用的には流動層温度を500～600℃とすることにより、鉄、銅、アルミニウムを未酸化でクリーンな状態で回収できる。

【0022】流動層4に投入された有機性廃棄物aは、熱分解ガス化によりガス、タール、炭化物となる。ガスとタールは、気化して炉内を上昇する。炭化物は流動層4の攪乱運動により微粉碎されてチャーとなる。チャーは多孔質で軽いため、生成ガスの上向きの流れに伴伴される。流動媒体に固い珪砂を用いることで、炭化物の粉碎は促進される。フリーポート5には空気b'が吹き込まれ、600～850℃で再度ガス化が行われる。こうして、ガス成分の低分子化と、タール、チャーの分解が進む。炉頂より排出された生成ガスeは、巡回式溶融炉9の一次燃焼室10に供給され、予熱された空気b'と巡回流中で混合しながら、1300℃以上で高速ガス化する。ガス化は二次燃焼室11で完結し、ガス化ガスe'はスラグ分離部12より排出される。高温ガス化に伴いチャーに含まれる灰分はスラグミストとなり、巡回流の遠心力により一次燃焼室10の炉壁上の溶融スラグ相に捕捉され、炉壁を流れ下って二次燃焼室11に入り、スラグ分離部12の底部より流下する。なお、巡回式溶融炉9の一次燃焼室10と二次燃焼室11には、昇温用のバーナ13が1台ずつ設置されている。こうして、1. 3程度の低空気燃焼と灰分の溶融スラグ化が達成される。

【0023】図2は、本発明に用いるガス化溶融システムの別の構成図で、10～40atmの合成ガス製造に用いられる。図において、図1と同じ符号は同じ名称を有し、14、14'はロックホッパ、15、15'はスクリーン、16は流動媒体循環ライン、17は巡回式溶融炉（一体型）、18は高温ガス化室、19は急冷室、20はサイクロン、21はガスクラパー、22はセトラである。なお、a'は補助燃料用の石炭又はオイルコークス、gとg'はO₂とH₂Oの混合ガスからなるガス化剤、g''はO₂である。予め破碎された有機性廃棄物aは、ロックホッパー等（図示せず）を介して流動層ガス化炉3に定量供給される。流動層ガス化炉3の下方からはO₂とH₂Oの混合物がガス化剤gとして送入され、分散板上に珪砂の流動層4が形成される。有機性廃棄物aは流動層4の上方に投入され、450～650℃、圧力10～40atmに保持された流動層4内でガス化剤gと接触し、速やかに熱分解ガス化される。流動層ガス化炉3の炉底からは流動媒体が不燃物とともに排出され、ロックホッパ14を通り、スクリーン15により粗大不燃物cが除去される。篩下の珪砂dはバケット

コンベア等により構成される流動媒体循環ライン16により上方へ搬送され、流動層ガス化炉3に戻される。粗大不燃物c中には金属が含まれるが、実用的には流動層温度を500～600℃とすることにより、鉄、銅、アルミニウムを未酸化でクリーンな状態で回収できる。

【0024】流動層4でのガス化によりガス、タール、炭化物が生成する。ガスとタールは、気化して炉内を上昇する。炭化物は流動層4の攪乱運動により微粉碎されてチャーとなる。チャーは多孔質で軽いため、生成ガスの上向きの流れに伴伴される。流動媒体に固い珪砂を用いることで、炭化物の粉碎は促進される。フリーポート5にはO₂とH₂Oの混合物からなるガス化剤g'が吹き込まれ、600～850℃でガス化が行われる。こうして、ガス成分の低分子化と、タール、チャーの分解が進む。炉頂より排出された生成ガスe'は、巡回式溶融炉17の高温ガス化室18に供給され、予熱されたO₂からなるガス化剤g''により、1300℃以上で燃焼ガス化する。ガス中の灰分は高温のためにスラグミストとなり、ガスとともに急冷室19に入る。急冷室にて水砕されたスラグは、ロックホッパ14'を介して外部に排出され、スクリーン15'により、粗粒スラグf'と微細スラグf''に分別される。

【0025】図3は、本発明に用いる流動層ガス化炉と溶融炉並びに両炉の周辺部を示した別の構成図であり、同じく40気圧程度の合成ガス製造に用いられる。本図では、流動層ガス化炉3には内部循環式流動層炉を、溶融炉17には巡回式溶融炉を用いている。図3が図1と異なる点は、流動層ガス化炉に内部循環式流動層炉を用いる点と、流動層ガス化炉の底部から抜き出した排出物を、初めにスクリーン15で分級し、次いで篩上の粗大不燃物cと篩下の流動媒体dを別々にロックホッパ14を介して減圧する点である。すなわち、内部循環式流動層炉をガス化炉に用いることにより、廃棄物を粗破碎程度で流動層上方より投入しても、流動層上に堆積することなく層に呑み込まれること、生成チャーが流動層内に均一に分散するためチャーのガス化が促進されること、流動媒体の巡回運動によりチャーの微粉碎が促進されること、サイズの大きな不燃物cも流動層内に留まることなくスムーズに排出されること、流動層内にホットスポットが発生しにくいいため塊状化やクリンカー等のトラブルが回避できること等のメリットを享受出来る。この結果、大きな不燃物の外部への取り出しが問題となるが、初めに不燃物と流動媒体を分別することにより、大きな不燃物をブリッジを防止した特殊な構造のロックホッパを介して排出し、一方細かい流動媒体は通常用いられる高温粉体用ロックホッパを介して排出するため、装置の信頼性を増すことができる。

【0026】図4も同じく、流動層ガス化炉と溶融炉並びに両炉の周辺部を示した別の構成図であり、40気圧程度の合成ガス製造に用いられる。本図でも、流動層ガ

ス化炉 3 には内部循環式流動層炉を、熔融炉 9 には旋回式熔融炉を用いている。図 4 が図 3 と異なる点は、流動層ガス化炉 3 からの排出物を、ロックホッパ 14 を介して減圧した後にスクリーン 15 で分級すること、並びに熔融炉 9 が高温ガス化室 10、11 を 2 室有する旋回式熔融炉であることである。すなわち、本実施例では、有機性廃棄物中に大きなサイズの不燃物 c が含まれないことを想定しているため、炉底から取り出した排出物は、通常用いられる高温粉体用ロックホッパ 14 を介して減圧された後に、スクリーンを用いた分級操作により不燃物 c と流動媒体 d を分別する。また、図 4 のように高温ガス化室を 1 室の堅型円筒とせず、堅型 10 と横型 11 の 2 室の高温ガス化室を組み合わせた形状とすることにより、熔融スラグの炉内滞留時間を長くしてスラグ中の未燃カーボン量を減らすとともに、亜鉛、鉛等低沸点金属のスラグからの揮散を促進させることが出来る。

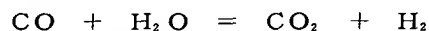
【0027】図 5 は、本発明の有機性廃棄物からの NH_3 を合成する場合の全体工程図であり、ガス化工程 100、一酸化炭素転化工程 200、酸性ガス除去工程 300、窒素洗浄工程 400、アンモニア合成工程 500 および硫黄回収工程 600 から構成されている。図において、21 はガスクラバー、23 は空気分離器、24 は有機性廃棄物の低温ガス化炉、25 は高温ガス化炉、36 は CO コンバータ、40 は吸収塔、41 はコンデンセートタンク、44 は CO_2 放散塔、50 は H_2S 放散塔、53 は吸着塔、56 は N_2 洗浄塔、57 は冷却器、58 は N_2 ガス圧縮機、59 は O_2 ガス圧縮機、60 は合成ガス圧縮機、62 は NH_3 合成塔、68 は NH_3 冷凍機、70 は NH_3 分離器、72 は NH_3 貯蔵タンクを示す。また、符号 38、48、52、57、64、66 は熱交換器を示し、30、46、54 はポンプを示す。また、i は空気、j は O_2 、q は硫黄、r は亜硫酸をそれぞれ示す。

【0028】空気 i は 23 の空気分離器により O_2 の j と N_2 の k に分けられ、 O_2 の j は O_2 ガス圧縮機 59 で圧縮された後、有機性廃棄物 a を低温ガス化炉 24 及び高温ガス化炉 25 用のガス化剤として供される。また、 N_2 の k は N_2 ガス圧縮機 58 で圧縮された後、アンモニア合成用ガスとして供される。なお、空気分離手段には、通常深冷分離法が用いられる。ガス化工程 100 では、有機性廃棄物 a と補助原料 a' を低温、例えば 450～650℃でガス化炉 24 で低温ガス化処理した後、高温ガス化炉 25 では温度 1300℃以上、圧力 10～40 kg/cm²G の操作条件下で O_2 や水蒸気などと反応してガス化され、 CO 、 H_2 、 H_2O 、および CO_2 が主成分の発生ガスを生成する。高温ガス化炉 25 内の温度は、主として酸素の量によって調整される。高温ガス化炉 25 は直接冷却方式であり、高温ガス化炉 25 では上部に高温ガス化室 18、下部に急冷室 19 がそれぞれ設けられており、発生ガスは急冷室 19 で冷却

水と直接接触し冷却された後、排出されるようになって

【0029】この急冷により多量の水蒸気が発生し発生ガスに同伴するとともに、高温ガス化室 18 にて発生したスラグの大部分が除去される。スラグと水のスラリーは灰分処理工程へと送給される。冷却室 19 を出る際に多量の水蒸気を同伴した発生ガスはベンチュリースクラバ（図示略）およびガスクラバー 21 で洗浄され、同伴灰分を除去された後、一酸化炭素転化工程 200 へと送給される。一方、ガスクラバー 21 底部の灰分洗浄液はポンプ 30 を介して再度急冷室 19 に循環送給されるとともに、一部は灰分処理工程へ送給される。一酸化炭素転化工程 200 では、ガス化工程 100 から送給されてくる水蒸気を含んだ発生ガスを原料として処理される。ガスクラバー 21 を出たガスは CO 転化反応に適した温度まで、第 1 段触媒層を出たガスと熱交換器 38 で加熱された後、 CO コンバータ 36 に送られてガス中の CO は同伴されている水蒸気と CO 転化触媒上で反応し H_2 を生成する。 CO コンバータ 36 は 2 段の触媒層から構成されており、当該 CO コンバータ 36 に充填される触媒は Co-Mo 系のものが使用される。一段の触媒層入口温度は約 300℃である。また、水蒸気/乾ガスの比は約 1.5（モル/モル）であり、出口温度は 480℃を越えてはならない。

【0030】第 2 段触媒層入口温度は約 300℃であり、転化率は 90～95%以上、また、 CO コンバータ 36 出口における CO の乾燥ガス中における濃度は 1～2%以下となる。ちなみに、 CO 転化反応は次のようになる。



反応は発熱反応であり、第 1 段触媒層を出た高温ガスは、 CO コンバータ入口ガスと熱交換して冷却され、第 2 段触媒層に入る。第 2 段触媒層において CO 転化反応はさらに進むことになる。前記 CO コンバータ 36 を通ったガスは途中熱交換器 39 にて約 40℃まで降温され、引続きコンデンセートタンク 41 で凝縮水とガスとに分離された後、後述する N_2 洗浄塔頂 56 から出る精製ガスの一部と熱交換されて -17℃に降温されたガスは次工程の酸性ガス除去工程 300 に送給される。酸性ガス除去工程 300 は、 CO 転化工程 200 から送られてくる転化ガス中の不純分である H_2S 、 COS 、 CO_2 を除去するために、物理吸収プロセスであるレクチゾール法が使用される。

【0031】-17℃に冷却されたガスは吸収塔 40 に導入される。該吸収塔 40 における CO_2 ガスの吸収は約 -60℃の温度操作条件下でメタノールと向流接触で行われるが、吸収塔 40 を出たガス中の CO_2 の濃度は 10～20 ppm、 H_2S は約 0.1 ppm となる。吸収液として使用されたメタノールは CO_2 ガスを吸収するにつれて温度が上昇し、吸収能力が低下するので、吸

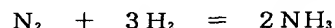
収塔40の途中から抜き出して冷媒アンモニアおよび冷メタノールにより冷却されて再び吸収塔40に戻すのである。この場合、吸収塔40の途中から抜き出されたメタノール中には CO_2 、 H_2S の他に H_2 や CO も溶存しているため、これら H_2 と CO を回収するため、図示しないメタノール再生塔にて減圧処理され、溶存した H_2 や CO を放出する。放出した H_2 や CO は圧縮機で昇圧され、循環使用されるようになっている。一方、メタノールに吸収された高純度の CO_2 を回収するために、 CO_2 放散塔44に送られて減圧されるとともに、 N_2 ガスでストリッピングされ、メタノール中の CO_2 の大部分が放出され、放出された CO_2 は回収されるのである。

【0032】一方、 CO_2 放散塔44の底部から濃縮された H_2S を含むメタノールをポンプ46を介して取り出され、熱交換器48で加熱された後 H_2S 放散塔50へ送られ、ここで水蒸気により間接再生される。 H_2S 放散塔50頂より出る H_2S リッチガスは熱交換器52で冷却して、硫黄回収工程600へ送られ、硫黄 q または、硫安 r として回収される。 H_2S 放散塔50底から抜き出されたメタノールはポンプ54を介して吸収塔40の塔頂へ循環供給される。吸収塔40から送られてくる少量の CO と極微量の CO_2 を含んだ H_2 リッチガスは、途中吸収塔53を通してメタノールや CO_2 が除去された後、冷却器57で -190°C 近くまで冷却され、窒素洗浄工程500を成す N_2 洗浄塔56に送られる。窒素洗浄工程500では、ガス中に微量の CO 、 CH_4 が過冷却された液体窒素により洗浄除去される。一方、 H_2 ガスは沸点の低いことから液体 N_2 により吸収されることなく、 N_2 洗浄塔56の塔頂からは N_2 を含んだ H_2 リッチな精製ガスが得られる。

【0033】 N_2 洗浄塔56の塔頂から出た精製ガスは、冷却器57を通して冷却された高圧の液体 N_2 ガスと混合されて、アンモニア合成に適当な組成、すなわち、 H_2 と N_2 の比を約3（モル比）に調整された後、再度冷却器57を通して加熱されアンモニア合成工程500に送られる。一方、 N_2 ガス圧縮機58で圧縮された高圧の N_2 ガスの一部は、冷却器57で冷却液化された後、 N_2 洗浄塔56に送られ、塔底から入ってくるガスと向流接触し、その間にガス中の CO 、 Ar 、 CH_4 などの不純物は液体 N_2 側に移動し吸収除去される。また、 CO 、 Ar 、 CH_4 などを吸収した液体 N_2 は N_2 洗浄塔56の底部より出て減圧の後、ボイラの燃料として送出される。

【0034】窒素洗浄工程500から送られてきたガスは、合成ガス圧縮機60の第1段において例えば $150\text{ kg/cm}^2\text{G}$ に昇圧された後、次いでアンモニア分離器70からの循環ガスと合流して合成ガス圧縮機60の第2段において $165\text{ kg/cm}^2\text{G}$ まで昇圧され、アンモニア合成塔62に送られる。アンモニア合成塔62

は2段の触媒層から成っており、Fe系の合成触媒が充填されている。アンモニア合成塔62入口の圧力 $164\text{ kg/cm}^2\text{G}$ 、温度 250°C となる。合成ガスが該触媒層を通る間にアンモニア合成が行われるが、このときのアンモニア合成反応はつぎのようになる。



触媒層を出たガス温度は一旦約 500°C を越えるが、アンモニア合成塔62途中から導入された冷ガスによって冷却される。

10 【0035】アンモニア合成塔62を出た NH_3 ガスは、圧力 $160\text{ kg/cm}^2\text{G}$ 、温度 450°C であり、熱交換器64、66を通して常温付近まで冷却された後、さらにアンモニア冷凍機68を通して冷却され、 N_2 、 H_2 の大部分は凝縮される。凝縮した NH_3 はアンモニア分離器70で液体 NH_3 とガスとに分離され、液体 NH_3 はアンモニア貯蔵タンク72へ送られるとともに、前記したように分離されたガスは再度循環ガスとして合成ガス圧縮機60の第2段に入り $165\text{ kg/cm}^2\text{G}$ まで昇圧され、アンモニア合成塔62に循環送給される。

【0036】

【発明の効果】本発明により、以下の効果を奏する。

- ① NH_3 合成用等の H_2 源を、安価でしかも自国内で調達可能な有機性廃棄物に転換出来る。これにより、 NH_3 の製造原価を大幅に引き下げられる。
- ② 有機性廃棄物をガス化して H_2 とすることにより、従来の焼却処理に伴う様々な問題を回避出来る。すなわち、排ガスが無くなり、ダイオキシン類は生成しない。また、廃棄物中の灰分は無害なスラグとなるため、埋立地の延命化が図れるとともに、路盤剤等への利用も可能となる。

【0037】③ 廃棄物中に含まれる鉄、銅、アルミといった金属は、リサイクル可能な酸化を受けない状態で回収出来る。こうして、廃棄物の有効利用と環境保全の立場から、有機性廃棄物のガス化設備をアンモニア合成設備に隣接して建設し、両者間を原料利用の面から有機的に結合することにより、トータルシステムとしてのメリットを享受出来る。

④ 廃棄物に、石炭あるいはオイルコークスといった固体燃料を補助的に供給することにより、廃棄物の質、量の変動の問題に対処可能となる。特に、廃棄物の質の低下による生成ガス性状の悪化に対しては、固体燃料の混合比率を増すことにより、安定な操業を実現できる。

【図面の簡単な説明】

【図1】本発明に用いるガス化溶融システムの構成図である。

【図2】本発明に用いるガス化溶融システムの別の構成図である。

【図3】本発明に用いるガス化溶融システムの他の構成図である。

【図4】本発明に用いるガス化熔融システムの他の構成図である。

【図5】本発明の廃棄物から NH_3 を合成する場合の全体工程図である。

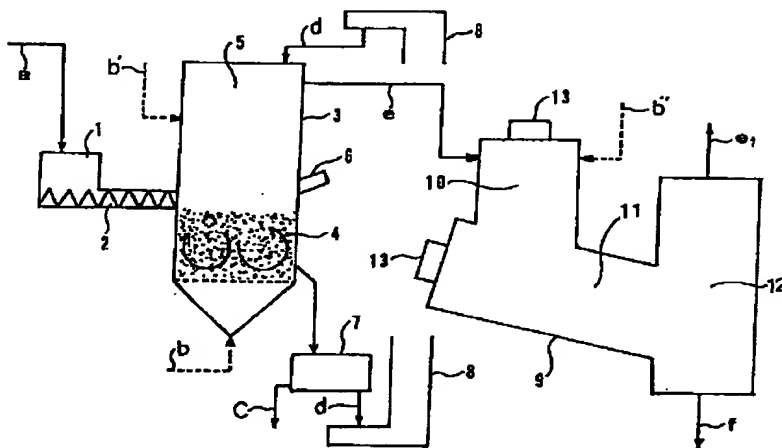
【図6】RDFの N_2 雰囲気中における熱分解特性を示すグラフである。

【符号の説明】

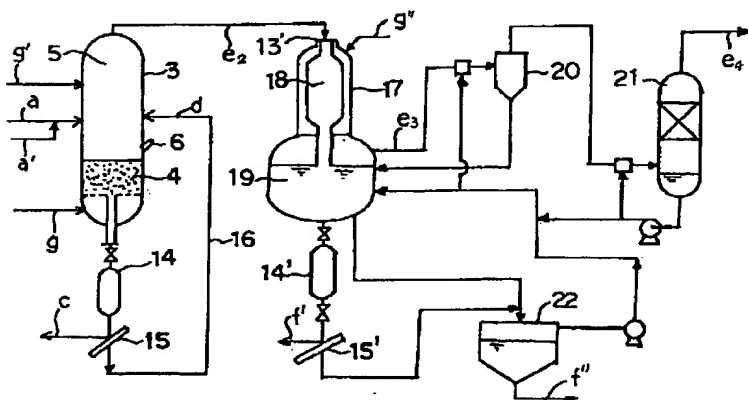
1：ホッパー、2：定量供給装置、3：流動層ガス化炉、4：流動層、5：フリーボード、6：バーナ、7：トロンメル、8：バケットコンベア、9：巡回式熔融炉、10：一次燃焼室、11：二次燃焼室、12：スラグ分離器、13：バーナ、14、14'：ロックホッパ、15、15'：スクリーン、16：流動媒体循環ライン、17：巡回式熔融炉（一体型）、18：高温ガス化室、19：急冷室、20：サイクロン、21：ガスクラバー、22：セトラー、23：空気分離器、24：一次ガス化炉、25：二次ガス化炉、34：カーボンスクラバー、COコンバータ、40：吸収塔、41：コン*

*デンセートセパレータ、44： CO_2 放散塔、50： H_2S 放散塔、53：吸着塔、56： N_2 洗浄塔、58： N_2 ガス圧縮機、59： O_2 ガス圧縮機、60：合成ガス圧縮機、62： NH_3 合成塔、68： NH_3 冷凍機、70： NH_3 分離器、72： NH_3 貯蔵タンク、100：ガス化工程、200：一酸化炭素転化工程、300：酸性ガス除去工程、400：窒素洗浄工程、500：アンモニア合成工程、600：硫黄回収工程、a：有機性廃棄物、a'：石炭又はオイルコークス、b：空気（流動層用）、b'：空気（フリーボード用）、b''：空気（熔融炉用）、c：粗大不燃物、d：硅砂、e、e₂、e₃、e₄：生成ガス、e₁：燃焼排ガス、f：スラグ、f'：粗粒スラグ、f''：微細スラグ、g、g'：ガス化剤（ O_2 と H_2O の混合ガス）、g''： O_2 、i：空気、j： O_2 、k： N_2 、l： NH_3 、m： H_2O 、n：燃料ガス、O：酸性ガス+ H_2O 、q：硫黄、r：亜硫酸

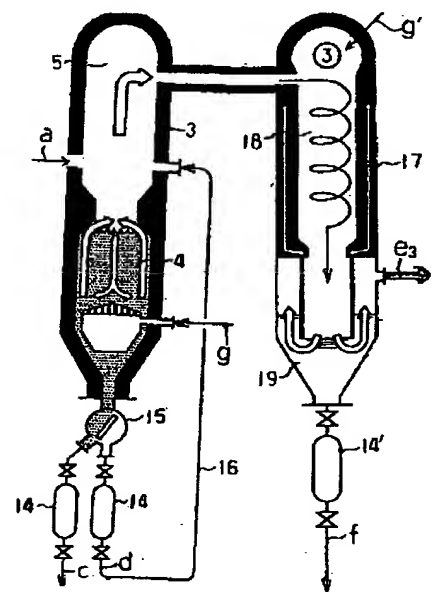
【図1】



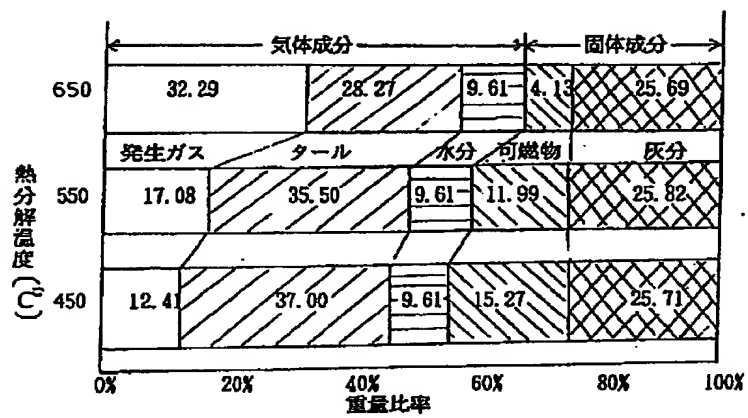
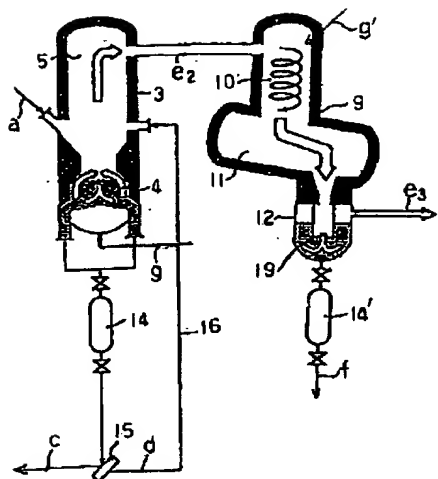
【図2】



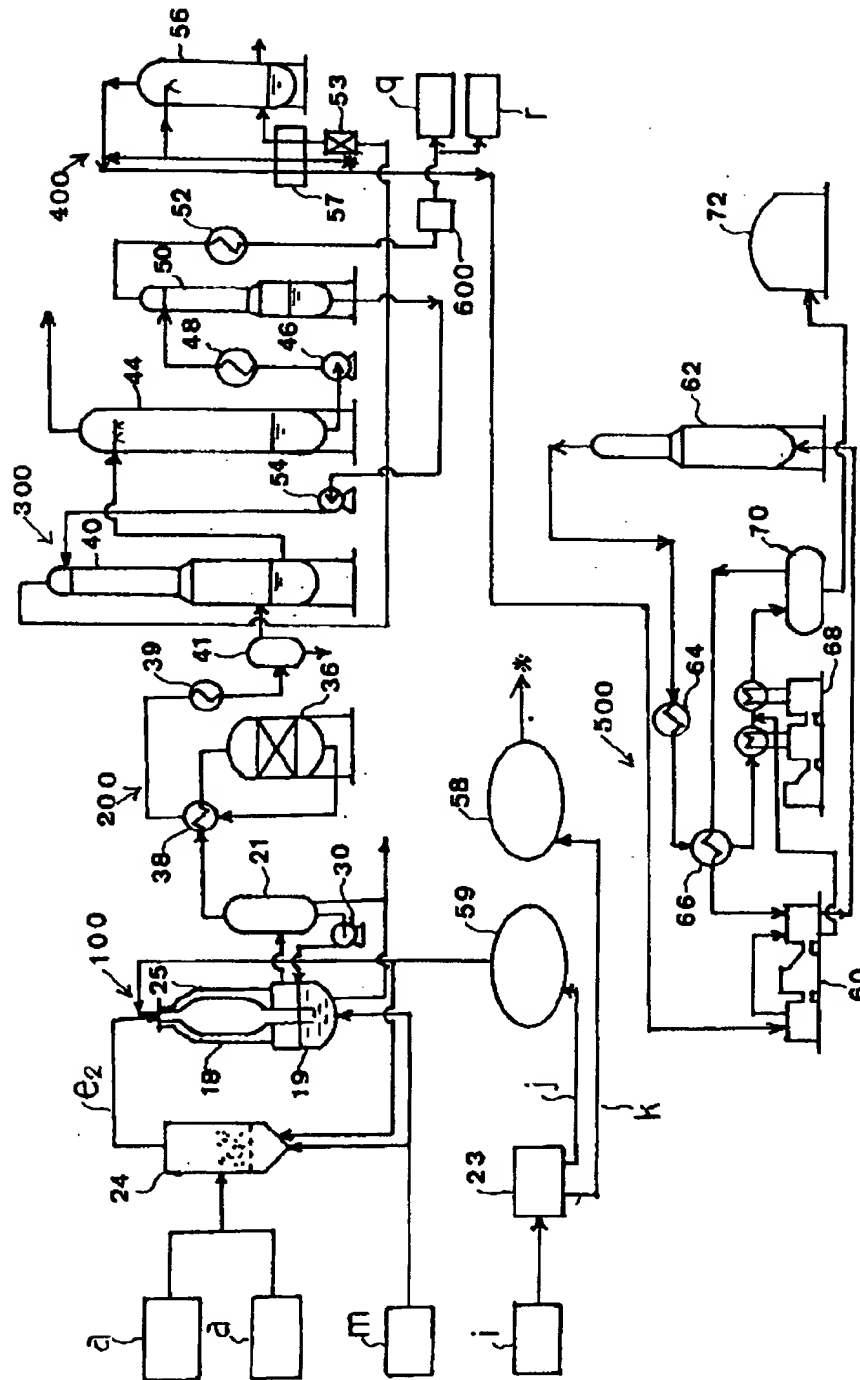
【図3】



【図 6】



【図5】



フロントページの続き

(72)発明者 藤並 晶作
神奈川県藤沢市本藤沢4丁目2番1号 株
式会社荏原総合研究所内

(72)発明者 高野 和夫
東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会
社荏原製作所内

(72)発明者 入江 正昭
東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会社
荏原製作所内

(72)発明者 廣勢 哲久
東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会社
荏原製作所内

(72)発明者 永東 秀一
東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会社
荏原製作所内

(72)発明者 大下 孝裕
東京都大田区羽田旭町11番1号 株式会社
荏原製作所内

(72)発明者 福田 俊男
東京都品川区東品川2丁目3番11号 UB
Eビル宇部興産株式会社内